

Міністерство освіти і науки України

Національний університет водного господарства

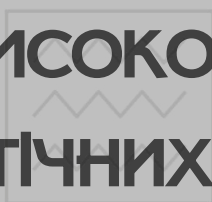


Національний університет
водного господарства
та природокористування

та природокористування

Л.А. Саблій

ФІЗИКО-ХІМІЧНЕ ТА БІОЛОГІЧНЕ ОЧИЩЕННЯ ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНИХ СТІЧНИХ ВОД



водного господарства
та природокористування

Рівне 2013





Національний університет
водного господарства та
природокористування

Міністерство освіти і науки України
Національний університет водного господарства та
природокористування

Л.А. Саблій



Національний університет
водного господарства та
природокористування

**Фізико-хімічне та біологічне очищення
висококонцентрованих стічних вод**

Монографія

Рівне 2013



Національний університет
водного господарства та
природокористування

УДК 628.353

ББК 38.761.2

С 12

*Рекомендовано вченою радою Національного університету водного господарства та природокористування.
(Протокол № 3 від 29 березня 2013 р.)*

Автор – Саблій Л.А., доктор технічних наук, професор кафедри водовідведення, теплогазопостачання та вентиляції НУВГП

Рецензенти:

Гвоздяк П.І., доктор біологічних наук, професор, головний науковий співробітник Інституту колоїдної хімії та хімії води ім. А.В. Думанського НАН України, м. Київ;

Кузьмінський Є.В., доктор хімічних наук, професор Національного технічного університету України «КПІ», м. Київ;

Гірель М.М., доктор технічних наук, професор Національного університету водного господарства та природокористування, м. Рівне.

Саблій Л.А.

С12 Фізико-хімічне та біологічне очищення висококонцентрованих стічних вод: Монографія. – Рівне: НУВГП, 2013. – 291 с.

ISBN 978-966-327-242-9

На підставі теоретичного аналізу процесів фізико-хімічного та біологічного очищення та з врахуванням особливостей складу висококонцентрованих стічних вод різних галузей промисловості (шкіряної, хутряної, текстильної, харчової та ін.) створено комплексні технології, які є економічними, маловідходними і які забезпечують високоякісне очищення стічних вод.

В роботі узагальнено результати власних досліджень і запропоновано нові технологічні рішення та нові конструкції очисних споруд для попереднього очищення стічних вод методами флотації, електрокоагуляції-флотації та біокоагуляції-флотації і наступного біологічного очищення анаеробно-аеробним методом в системі біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами.

Для фахівців, наукових працівників, викладачів, аспірантів і студентів.

УДК 628.353

ББК 38.761.2

ISBN978-966-327-242-9

© Саблій Л.А., 2013

© Національний університет
водного господарства та
природокористування, 2013



Національний університет
водного господарства
та природокористування

*Моїм батькам –
Андрію Петровичу і
Варварі Савівні
присвячую*



Національний університет
водного господарства
та природокористування



ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ СКОРОЧЕНЬ.....	9
ВСТУП.....	12
РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ ВПЛИВУ ЗАБРУДНЮЮЧИХ РЕЧОВИН ВИСОКО- КОНЦЕНТРОВАНИХ СТІЧНИХ ВОД НА ВИБІР МЕТОДІВ І ТЕХНОЛОГІЙ ПОПЕРЕДНЬОГО ФІЗИКО-ХІМІЧНОГО ТА НАСТУПНОГО БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ.....	15
1.1. Висококонцентровані стічні води як складна полідисперсна система та методи їх фізико-хімічної обробки перед біологічним очищенням.....	15
1.1.1. Фізико-хімічний склад забруднень висококонцентрованих стічних вод підприємств харчової промисловості.....	17
1.1.1.1. Стічні води молокозаводів та молокопереробних підприємств.....	17
1.1.1.2. Стічні води солодових заводів.....	22
1.1.1.3. Існуючі технології очищення стічних вод підприємств харчової промисловості та шляхи інтенсифікації роботи очисних споруд.....	24
1.1.2. Умови формування і фізико-хімічний склад забруднень висококонцентрованих стічних вод підприємств легкої промисловості.....	28
1.1.2.1. Стічні води шерстяних фабрик.....	28
1.1.2.2. Стічні води шкіряних заводів.....	33
1.1.2.3. Стічні води хутряних фабрик.....	37
1.2. Аналіз використання сучасних методів та технологій фізико- хімічного і біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод....	41
1.2.1. Умови використання флотажних методів для попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод.....	43
1.2.2. Особливості застосування методів електрофлотації та електро- коагуляції-флотації для попереднього очищення стічних вод промислових підприємств.....	48
1.2.3. Сучасні технології біологічного очищення високо- концентрованих стічних вод.....	57
1.2.3.1. Використання анаеробного процесу для очищення високо- концентрованих за органічними речовинами стічних вод.....	58
1.2.3.2. Використання іммобілізованих мікроорганізмів в біологічних очисних спорудах.....	66
1.2.3.3. Сучасні біотехнології очищення стічних вод від сполук азоту.....	70
Висновки.....	78



РОЗДІЛ 2. ВИБІР НАПРЯМКУ І МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ.....	81
2.1. Вибір напрямку досліджень.....	81
2.2. Методика проведення експериментальних досліджень очищення стічних вод методом напірної флотації.....	82
2.2.1. Експериментальна установка напірної флотації.....	83
2.2.2. Завдання і методика дослідження процесу відокремлення активного мулу від стічної води методом напірної флотації.....	83
2.2.3. Дослідження процесу мулоущільнення методом напірної флотації.....	84
2.2.4. Дослідження методу біокоагуляції-флотації для видалення із стічних вод специфічних забруднень.....	85
2.2.4.1. Видалення із стічних вод барвників.....	85
2.2.4.2. Видалення із стічних вод йонів міді методом біокоагуляції-флотації.....	86
2.3. Дослідження очищення висококонцентрованих стічних вод методом електрокоагуляції-флотації.....	86
2.4. Методика проведення експериментальних досліджень біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод за анаеробно-аеробною технологією.....	90
2.5. Дослідження токсикологічного впливу попередньо очищених стічних вод промислових підприємств на біологічні тест-об'єкти.....	97
РОЗДІЛ 3. ВИЗНАЧЕННЯ РАЦІОНАЛЬНИХ УМОВ ЗАСТОСУВАННЯ ФІЗИКО-ХІМІЧНИХ МЕТОДІВ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОБРОБКИ ВИСОКО-КОНЦЕНТРОВАНИХ СТІЧНИХ ВОД ДЛЯ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЇХ ЕФЕКТИВНОГО БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ.....	99
3.1. Використання методу напірної флотації для очищення високо-концентрованих стічних вод.....	99
3.1.1. Флотаційне видалення із стічних вод активного мулу.....	100
3.1.2. Ущільнення активного мулу методом напірної флотації.....	103
3.1.3. Дослідження біокоагуляції-флотації для попереднього очищення стічних вод від токсичних забруднюючих речовин.....	106
3.1.3.1. Видалення із стічних вод барвників.....	106
3.1.3.2. Видалення із стічних вод йонів міді.....	110
3.2. Використання електрокоагуляції-флотації для попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод.....	112
3.3. Встановлення раціональних технологічних показників анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод.....	117
3.3.2. Постановка задачі та її реалізація.....	121



3.3.3. Вплив гідравлічного навантаження на ефективність очищення стічних вод.....	122
3.3.4. Дослідження впливу навантаження за органічною речовиною на мул на ефективність очищення стічних вод.....	124
3.3.5. Встановлення залежності окисної потужності біореакторів від вмісту органічних речовин в стічних водах.....	127
3.4. Дослідження швидкості окиснення органічних речовин при анаеробно-аеробному очищенні висококонцентрованих стічних вод в біореакторах з іммобілізованими мікроорганізмами.....	130
3.4.1. Постановка задачі та її реалізація.....	130
3.4.2. Кінетичні залежності окиснення органічних речовин в анаеробних, аноксидних і аеробних процесах розробленої біотехнології.....	131
3.5. Вивчення умов для ефективного видалення сполук азоту при використанні анаеробно-аеробної технології очищення висококонцентрованих за органічною речовиною стічних вод.....	138
3.5.1. Постановка задачі та її реалізація.....	138
3.5.2. Вплив технологічних умов анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод на ефективність видалення з них сполук азоту.....	141
3.6. Гідробіологічні дослідження біоценозу іммобілізованих мікроорганізмів і вільноплаваючого активного мулу в біореакторах анаеробно-аеробної технології при очищенні висококонцентрованих стічних вод.....	147
3.6.1. Постановка задачі досліджень та її реалізація.....	147
3.6.2. Гідробіоценоз аноксидних біореакторів.....	148
3.6.3. Гідробіоценоз аеробного біореактора.....	151
3.7. Вплив концентрації біомаси в біореакторах анаеробно-аеробної технології на ефективність очищення висококонцентрованих стічних вод.....	152
3.7.1. Постановка задачі та її реалізація.....	152
3.7.2. Дослідження впливу концентрації біомаси на роботу біореакторів.....	153
Висновки.....	155

РОЗДІЛ 4. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ В СПОРУДАХ ПРИ ОЧИЩЕННІ ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНИХ СТІЧНИХ ВОД.....

159

4.1.1. Конструктивні особливості біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами.....	159
4.1.2. Основні положення теорії розрахунку примежового шару напівобмеженої струмини на перфорованій поверхні.....	162



4.1.3. Основні положення теорії розрахунку потоків у трубах і між трубами.....	163
4.2. Основні положення і обґрунтування методу фільтрування рідин із закупоркою пор фільтруючого завантаження та з утворенням осаду.....	174
4.3. Математична модель взаємовідносин між організмами біореакторів.....	183
Висновки.....	188

РОЗДІЛ 5. РОЗРОБКА І ДОСЛІДЖЕННЯ КОМПЛЕКСНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ ТА РАЦІОНАЛЬНИХ РЕЖИМІВ РОБОТИ ОЧИСНИХ СПОРУД ДЛЯ ПОПЕРЕДНЬОЇ ФІЗИКО-ХІМІЧНОЇ ОБРОБКИ ТА ЕФЕКТИВНОГО БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНИХ СТІЧНИХ ВОД.....

190

5.1. Попереднє очищення стічних вод шкіряного заводу з високими концентраціями СПАР.....	191
5.2. Розробка технологічних режимів попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод шкіряних заводів, які містять високі концентрації сульфідів.....	194
5.3. Дослідження ефективності попереднього фізико-хімічного та сумісного біологічного очищення стічних вод шкіряного заводу і міста.....	198
5.4. Розробка раціональних технологічних режимів процесів попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод хутряної фабрики.....	200
5.5. Розробка технології попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод трикотажної фабрики.....	206
5.6. Раціональні режими попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод суконної фабрики.....	209
5.6.1. Визначення токсичної дії забруднюючих речовин висококонцентрованих стічних вод на гідробіонти біологічного процесу очищення.....	210
5.6.2. Визначення технологічних умов попереднього фізико-хімічного очищення виробничих стічних вод суконних фабрик.....	211
5.7. Розробка технології попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод від токсичних забруднюючих речовин методом біокоагуляції-флотації.....	218
5.8. Умови застосування методу електрокоагуляції-флотації для попереднього фізико-хімічного очищення висококонцентрованих стічних вод.....	223
5.9. Визначення раціональних умов застосування біофільтрування для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод молокозаводів.....	225



5.10. Розробка параметрів та меж застосування технології багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод з використанням іммобілізованих мікроорганізмів.....	227
5.10.1. Розробка технологічних рішень і впровадження анаеробно-аеробної технології на каналізаційних очисних спорудах м. Сімферополя.....	231
5.10.2. Розробка і використання технологічних рішень комплексного очищення висококонцентрованих стічних вод шкіряного заводу «Світ шкіри».....	231
5.10.3. Розробка технологічних режимів та конструктивних рішень використання комплексної технології на очисних спорудах лікарні відновного лікування МВС України м. Києва.....	232
5.10.4. Дослідження технологічних режимів роботи очисних споруд за комплексною технологією очищення висококонцентрованих стічних вод солодового заводу в м. Славута.....	233
Висновки.....	238
ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ.....	242
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	245
ДОДАТКИ.....	273





ПЕРЕЛІК УМОВНИХ СКОРОЧЕНЬ

x, y – координати, що направлені вздовж поверхні вниз по течії і по нормалі до неї;

u, v – поздовжня і поперечна складові вектора швидкості;

δ – товщина пристінної області динамічного примежового шару;

δ_T – товщина пристінної області теплового примежового шару;

b – товщина струменевої області динамічного примежового шару;

b_T – товщина струменевої області теплового примежового шару;

δ^* – товщина витіснення;

δ^{**} – товщина втрати імпульсу;

λ – коефіцієнт опору;

P – тиск;

ρ – густина;

ν_0 – кінематичний коефіцієнт в'язкості;

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості;

τ – дотична напруга тертя;

$C_f = \frac{2\tau_w}{\rho u_m^2}$ – місцевий коефіцієнт поверхневого тертя;

C_{f_0} – місцевий коефіцієнт поверхневого тертя на непроникній поверхні;

$v_* = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}}$ – динамічна швидкість;

$f = \frac{\delta^{**2} u'_m}{\nu_0}, \xi_0 = \frac{\tau_w \delta^{**}}{\mu u_m}$ – безрозмірні параметри;

a – швидкість звуку;

$\bar{y} = \frac{y}{\delta}, \bar{y}_1 = \frac{y}{\delta_T}$ – безрозмірні віддалі від стінки у пристінній

області динамічного і теплового примежового шару;

$\bar{y}_2 = \frac{y - \delta}{b}, \bar{y}_3 = \frac{y - \delta_T}{b_T}$ – безрозмірні координати у струменевих

областях динамічного і теплового примежового шару;



x_n, x_{n_1} – довжини початкових ділянок динамічного і теплового

примежових шарів;

T – температура;

λ' – коефіцієнт теплопровідності;

c_p – питома теплоємність при сталому тиску;

$$Pr = \frac{\mu c_p}{\lambda} - \text{число Прандтля};$$

$$Re_x = \frac{ux}{\nu_0} - \text{число Рейнольдса};$$

$$\varphi = \frac{u}{u_m} - \text{безрозмірна швидкість};$$

Ma – число Маха;

$$t = \frac{\nu_w \delta}{\nu_0}, \quad t^* = \frac{\nu_w \delta^*}{\nu_0}, \quad t^{**} = \frac{\nu_w \delta^{**}}{\nu_0} - \text{параметри, що}$$

характеризують відсмоктування (вдування);

$$St = \frac{q_w}{c_p \rho u_m (T_T - T_w)} - \text{число Стентона};$$

q_w – тепловий потік від газу до стінки;

T_T – температура на лінії розподілу пристінної і струменевої областей теплового примежового шару;

$$Ek = \frac{u_0^2}{c_p (1 - \bar{T}_w)} - \text{число Еккерта};$$

$$\bar{\tau} = \frac{\tau}{\tau_w} - \text{безрозмірна дотична напруга тертя};$$

$$B = \frac{u_n u'_n}{u_m u'_m} - \text{параметр, що характеризує співвідношення між силами}$$

тиску і енергією струменя;

l – довжина шляху перемішування;



$$H = \frac{\delta^*}{\delta^{**}} - \text{формпараметр};$$

Pr_t – турбулентне число Прандтля;

q – потік тепла;

ε – кінематичний коефіцієнт турбулентної “в’язкості”.

Індекси:

w – параметри на стінці;

l – параметри на межі ламінарного підшару;

m – параметри на лінії розподілу пристінної і струменевої областей динамічного примежового шару;

n – параметри на межі незбуреного потоку і струменевої області;

T – параметри теплового примежового шару;

o – параметри щілини, через яку витікає струмінь;

ХСК – хімічне споживання кисню;

БСК – біохімічне споживання кисню: БСК₅ – впродовж 5 діб; БСК₂₀ – впродовж 20 діб; БСК_{повн} – повне;

СПАР – синтетичні поверхнево-активні речовини;

ПАР – поверхнево-активні речовини;

АМ – активний мул;

НАМ – надлишковий активний мул.



ВСТУП

В багатьох країнах світу спостерігається загальна нестача, поступове вичерпання і зростаюче забруднення джерел прісної води. Особливе значення це питання має для України, яка за рівнем водозабезпечення посідає одне з останніх місць серед країн Європи. Основною причиною забруднення поверхневих вод є скидання неочищених та недостатньо очищених господарсько-побутових і виробничих стічних вод, що призводить до виникнення анаеробних процесів, гниття органічних забруднень і, врешті-решт, до непридатності водойм-приймачів стічних вод для потреб водокористування, замору риби, цвітіння і заростання, утруднення рекреаційного використання водних об'єктів. Особливо небезпечні стічні води ряду галузей промисловості (легкої, харчової та інших), які містять високі концентрації завислих речовин, високомолекулярних органічних сполук, а також жирів, СПАР, йонів важких металів та інших забруднюючих речовин.

Для очищення комунальних і багатьох типів промислових стічних вод здебільшого використовують традиційні технології біологічного очищення в аеротенках в процесі аеробного окиснення за участю активного мулу. Використання таких технологій для очищення висококонцентрованих стічних вод має низку недоліків: вплив на ефективність очищення нерівномірності надходження стічних вод за витратами і концентраціями забруднень, залежність від температури (низька і швидка зміна температури уповільнюють процес), рН, токсичних для активного мулу речовин (СПАР, йонів важких металів, барвників тощо), невідповідність якості очищеної води встановленим нормам (особливо за сполуками азоту, фосфору), спухання мулу внаслідок розвитку нитчастих бактерій і, як результат, погане відокремлення його від очищеної води, велика кількість надлишкового мулу, який потребує значних витрат на обробку та утилізацію.

Враховуючи важливість проблеми очищення висококонцентрованих стічних вод, дослідженнями в цій галузі займалися такі вчені: Н.А. Клименко, П.І. Гвоздяк, С.В. Яковлев, В.М. Швецов, Ю.М. Ласков, А.І. Мацнев, G. Lettinga, M. Henze та ін.

За останні 20 років було розроблено технології (зокрема за участі автора) фізико-хімічного очищення висококонцентрованих стічних вод від завислих речовин, жирів, СПАР, йонів важких металів, барвників тощо із застосуванням напірної флотації, електрофлотації, електрокоагуляції-флотації, біокоагуляції-флотації. Але межі ефективного і раціонального



використання цих методів в поєднанні з наступним біологічним очищенням стічних вод з високим вмістом органічних забруднень, які мають стабілізуючий ефект на колоїдно-хімічний стан складних стічних вод легкої, харчової та інших галузей промисловості, не були досліджені.

Тому наукове обґрунтування, дослідження і впровадження такого комплексного технологічного рішення, яке передбачає попередню фізико-хімічну обробку висококонцентрованих стічних вод з метою видалення токсичних забруднювачів і трансформації колоїдно-розчинних домішок для ефективного подальшого біологічного очищення з використанням сучасних рішень: анаеробно-аеробних процесів, нітри-денітрифікації, анамокс-процесу, іммобілізованих мікроорганізмів, біоконверсних технологій, є актуальним, своєчасним, екологічно доцільним і економічно вигідним.

У науковій літературі не було систематизовано вплив хімічного складу і кількості забруднень, що містяться у висококонцентрованих стічних водах, на процес анаеробно-аеробного очищення з використанням іммобілізованих мікроорганізмів, не досліджено технологічні показники біореакторів при очищенні від органічних речовин та сполук азоту при їх значному вмісті у стічних водах.

Науковому обґрунтуванню доцільності застосування анаеробно-аеробних процесів для видалення із промислових стічних вод органічних забруднюючих речовин, дослідженню кінетики окиснення, ефективному використанню іммобілізованих мікроорганізмів та їх ідентифікації, дослідженню процесів трансформації органічних речовин і сполук азоту при біологічному очищенні висококонцентрованих стічних вод і присвячена ця монографія.

Сьогодні однією з причин неефективності роздільного використання застарілих технологій фізико-хімічного та біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод є відсутність наукового підґрунтя із залученням математичного аналізу, теорії фільтрування і гідродинаміки процесів в реакторах. Реалізація таких модельних систем із використанням математичних методів та експериментальних даних дозволить створити надійну розрахункову базу для їх подальшого застосування в проектно-конструкторській практиці.

У монографії представлено технології, що дозволяють не лише ефективно та якісно очищати стічні води підприємств легкої та харчової промисловості, а й забезпечити зменшення об'ємів та утилізацію відходів, що утворюються в процесі очищення за рахунок використання біореакторів з іммобілізованими гідробіонтами і розвитку в них біоценозів організмів різних трофічних рівнів.



Національний університет
водного господарства
та природокористування

Книга буде корисною фахівцям, науковим працівникам, викладачам, аспірантам і студентам.

Автор висловлює щирю вдячність професору Гвоздяку П.І. (Інститут колоїдної хімії та хімії води ім. А. В. Думанського НАН України), професору Кузьмінському Є.В. (Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»), професору Гіролю М.М. (Національний університет водного господарства та природокористування), які погодились бути рецензентами цієї книги.



Національний університет
водного господарства
та природокористування



РОЗДІЛ 1. АНАЛІЗ ВПЛИВУ ЗАБРУДНЮЮЧИХ РЕЧОВИН ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНИХ СТІЧНИХ ВОД НА ВИБІР МЕТОДІВ І ТЕХНОЛОГІЙ ПОПЕРЕДНЬОГО ФІЗИКО-ХІМІЧНОГО ТА НАСТУПНОГО БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ

1.1. Висококонтентровані стічні води як складна полідисперсна система та методи їх фізико-хімічної обробки перед біологічним очищенням

На промислових підприємствах чисту воду використовують на технологічні потреби: промивні процеси (промивка сировини, технологічного обладнання, післяопераційні промивки продукту), мокрі процеси, приготування розчинів хімічних матеріалів; в системі оборотного водопостачання; на побутові потреби; прибирання виробничих і допоміжних приміщень та інше.

Підприємства легкої (вовняні, трикотажні, хутряні фабрики, шкіряні заводи та ін.) і харчової (молокозаводи, сирзаводи, маслозаводи, солодові заводи, м'ясокомбінати та ін.) промисловостей характеризуються:

- водомісткими технологіями (на харчових підприємствах кількість води з виробничих цехів досягає 95% у вигляді сильнзабруднених стоків);
- нерівномірністю надходження виробничих стічних вод на очисні споруди за витратою, показником pH , температурою і концентраціями забруднюючих речовин;
- високими концентраціями завислих речовин, розчинених органічних речовин та специфічних забруднень, наприклад, жирів (молоко-переробні підприємства), СПАР (на всіх підприємствах), барвників (суконні, трикотажні і хутряні фабрики, шкіряні заводи), йонів важких металів (підприємства легкої промисловості), сполук азоту, фосфору (солодові заводи) та інших.

За фазово-дисперсним станом забруднень на підставі класифікації Кульського Л.А. [1] виробничі стічні води промислових підприємств є складною гетерогенною системою, кожна фаза якої є багатокомпонентною. Тверда фаза може перебувати в полідисперсному стані у вигляді грубодисперсних речовин (шерсть, волокно, частинки продукції і т. ін.), тонкої суспензії (дисперсні барвники), стійкої емульсії (жир, масло), колоїдів (білки, рослинні дубителі за низьких pH).

Агрегативний стан домішок, які надходять у стічні води, може змінюватись залежно від складу і співвідношення присутніх забруднень,



pH і ступеня розбавлення. В стічних водах можуть відбуватись процеси самокоагуляції, гетерокоагуляції, часткового випадення деяких речовин у осад і, навпаки, розчинення речовин, що раніше перебували у завислому стані [2]. На ефективність процесів впливають кількість та склад розчинених у воді домішок, концентрація колоїдних і мікрогетерогенних домішок, температура, перемішування, електричне поле і т. п. [3-6].

Вміст у промислових стічних водах високих концентрацій забруднень різної дисперсності, агрегативного стану, фізико-хімічної природи зумовлює необхідність їх глибокого очищення з використанням таких технологій і процесів: механічного очищення; усереднення за витратою та концентраціями забруднень; попереднього фізико-хімічного очищення; біологічного очищення окремо чи сумісно зі стічними водами міста для доведення показників забруднень до вимог скиду у природну водойму.

Стічні води підприємств харчової, легкої та інших галузей характеризуються високими концентраціями грубодисперсних домішок (жири, земля, пісок, частинки сировини: волокна, шерсть, ворсинки, шкаралупа, зерно та ін., частинки продукції: сиру, масла та ін.), які ускладнюють роботу каналізаційних мереж, насосних станцій і очисних споруд через відкладення на поверхнях труб і очисних споруд, забивання прорізів решіток, налипання на лопастях насосів, загнивання, яке супроводжується утворенням газів, корозійними явищами та ін.; нерівномірним режимом водовідведення, в багатьох випадках різкою зміною pH, температури, концентрацій токсичних для активного мулу та гідробіонтів водойми забруднень, що пов'язано із технологічним процесом виробництва та можливими аварійними скидами технологічних розчинів.

Присутність в стічних водах текстильних, шкіряних, хутряних та інших виробництв у високих концентраціях емульгованих частинок жиру, солюбілізованих СПАР, високомолекулярних колоїдно-розчинених органічних (білків, полісахаридів, барвників, дубильних речовин) та неорганічних (поліфосфатів) речовин обумовлює утворення стійких колоїдних систем. Вилучення диспергованих, колоїдних і розчинених домішок при попередньому очищенні стічних вод можна здійснити в результаті їх прилипання до бульбашок газу, що утворюється в рідині або вводиться в неї, при застосовуванні флотаційних методів [2]: напірної флотації з попереднім коагулюванням чи без, із біокоагуляцією; електрофлотації; електрокоагуляції-флотації. Використання коагулянтів ефективно для попереднього очищення стічних вод від поверхнево-активних речовин різних класів в присутності барвників [3], дубильних речовин, проте суттєвим недоліком є утворення великих об'ємів осадів.

Використання біологічного методу для видалення колоїдно-розчинених речовин із висококонцентрованих стічних вод потребує великої тривалості



процесу, адже ці речовини важко розкладаються біологічно (про це свідчить в 3,6 рази вищий показник ХСК, порівняно з БСК, на прикладі шкіряних заводів).

Вперше в 1991 році Н.А. Клименко [5] було обгрунтовано і розвинуто в наступних наукових працях [7-18] теоретичне положення про необхідність попередньої трансформації високомолекулярних сполук, які містяться у виробничих стічних водах, в біологічно доступні форми шляхом використання попередньої фізико-хімічної обробки (наприклад, аерування [10, 14], окиснення пероксидом водню [10, 11], озонування [7, 12, 15, 18], гідролітичний розпад полісахаридів із утворенням водорозчинних продуктів: мальтози і глюкози [5]), після якої збільшується ефективність і зменшується тривалість наступного біологічного окиснення утворених низько-молекулярних гідрофільних органічних речовин, які легко піддаються біологічній деструкції.

Високі концентрації розчинених органічних речовин в стічних водах легкої та харчової промисловості зумовлюють використання біологічного відновлення і нових біотехнологій з анаеробним процесом очищення на першій стадії, які забезпечать якісне перетворення складних органічних речовин за допомогою гідробіонтів очисних споруд на прості неорганічні сполуки [19].

Використання методів попереднього фізико-хімічного очищення повинно забезпечити видалення із стічних вод промислових підприємств токсичних для мікроорганізмів біологічних очисних споруд речовин, наприклад, біокоагуляції-флотажі для видалення йонів важких металів (йони міді при накопиченні в активному мулі спричиняють масовий розвиток нитчастих бактерій – спухання мулу), барвників, дубильних речовин [19].

Отже, ефективне та економічне комплексне очищення висококонцентрованих стічних вод з попередньою фізико-хімічною обробкою і наступним біологічним очищенням з найменшими відходами залишається нині гострою проблемою, яка потребує ретельного вивчення і вирішення.

1.1.1. Фізико-хімічний склад забруднень висококонцентрованих стічних вод підприємств харчової промисловості

1.1.1.1. Стічні води молокозаводів та молокопереробних підприємств

В останні роки в Україні різко зросло виробництво молочних та кисломолочних продуктів, збільшилась кількість підприємств, розширився асортимент продукції.



Підприємства молочної галузі (молокозаводи, сирзаводи, маслозаводи тощо) споживають чисту воду, яка у процесі її використання на технологічні та інші потреби забруднюється різноманітними домішками, переважно органічними.

Найбільш забрудненими є виробничі стічні води, кількість яких становить 85-90% загальної витрати і які містять 90-97% забруднень. У стічні води потрапляють молоко та молочні продукти (частинки сиру, масла, кисломолочних продуктів, наповнювачів йогуртів, морозива, сухого молока), розчинені органічні (молочні жири, білки, цукор, синтетичні поверхнево-активні речовини) та неорганічні (сода, сіль харчова, соляна і сірчана кислоти) речовини та сторонні предмети (скло, фольга, пісок і т. п.), крім того, сполуки азоту, фосфору, солі калію, марганцю, вітаміни А, С, Д, В, В₂ та ферменти.

Активна реакція свіжої стічної води молокозаводу найчастіше нейтральна або слаболужна, але легко переходить у кислу внаслідок зброджування молочного цукру. Стічні води мутно-білого або жовтуватого кольору.

Скидання стічних вод підприємств молочної промисловості у водойми без попереднього очищення зумовлює шкідливий вплив та зміщення біологічної рівноваги водойм. Внаслідок біохімічного окиснення у водоймі органічних сполук, що потрапляють із стічними водами, з води поглинається велика кількість розчиненого кисню, в результаті чого можуть виникнути анаеробні процеси, що призведе до масової загибелі риби.

Умовно чисті води молочних виробництв, що утворюються в результаті експлуатації охолоджувально-пастеризаційних установок, аміачних та повітряних компресорів, рекомендується після відповідної обробки (охолодження, механічного очищення і т.п.) направляти в системи оборотного чи повторного водопостачання підприємства.

Для молокозаводів та молокопереробних підприємств характерна нерівномірність відведення стічних вод. Так, коефіцієнт годинної нерівномірності для молокозаводів становить 1,7-1,9, для маслозаводів - 1,9-2,0, для виробництва казеїну - 2,1.

Стічні води підприємств молочної галузі характеризуються різкими коливаннями показника pH протягом доби, що пояснюється почерговим використанням для миття технологічного обладнання кислих та лужних миючих розчинів. В першому випадку pH знижується до 2-3, що викликає швидкий гідроліз органічних забруднень продуктів молокопереробки з утворенням органічних кислот (в основному молочної), а в другому досягає 9-11. Крім того, органічні кислоти, що утворюються в процесі



скисання молока при одержанні сиру, кефіру та інших кисломолочних продуктів, підкислюють стічні води до pH , рівного 3-4.

Стічні води казеїнового виробництва мають низькі pH - 4,7-4,95. При надходженні таких стоків на споруди біологічного очищення спостерігається загибель активного мулу в аеротенках, порушення режиму аеробного процесу, який потрібно відновлювати з новим мулом.

Оскільки для миття обладнання використовують нагріті миючі розчини та воду, стічні води мають досить високу температуру (до 32°C).

У стічних водах молокопереробних заводів міститься значна кількість завислих речовин. Переважну частину зависей (до 90%) складають органічні речовини білкового походження - частинки кисломолочної продукції: кефіру, ряжанки, сметани, йогуртів, сирів (при виробництві морозива – сухого молока), що потрапляють у стічні води разом із миючими розчинами. Концентрації завислих речовин коливаються в широких межах – від 120 до 1100 мг/дм³, а для казеїнового виробництва – до 2900 мг/дм³ (табл. 1.1).

Наявність у стічних водах хлоридів, сульфатів, сполук азоту та фосфору пояснюється досить великим вмістом їх у молоці, молочних продуктах, використанні у промивних процесах синтетичних миючих засобів (фосфати, хлориди). Також у стічних водах молокопереробних заводів завжди містяться такі складові молока, як органічні кислоти, вітаміни та ферменти.

У випадку, коли підприємство виготовляє в основному морозиво, у стічних водах може міститись велика кількість вуглеводів (солодких наповнювачів та глазурі), які потрапляють у стічні води з миючими розчинами.

Як видно з табл. 1.1, стічні води підприємств молочної галузі характеризуються високими концентраціями розчинених органічних речовин за показниками ХСК і БСК (найбільші – для казеїнового виробництва, сироробних заводів та маслозаводів) через присутність в них великої кількості молочних білків, цукрів та жирів.

Так, концентрації забруднень досягають, мг/дм³: органічних речовин за ХСК – 3500 (для казеїнового виробництва – 62000), БСК₅ – 3200 (для казеїнового виробництва – 26400), молочних жирів – до 100 (на цехових випусках – 200-600), азоту амонійного – до 50, фосфатів – до 72.

Надходження забруднень у стічні води протягом доби носить нерівномірний характер. Так, в процесі промивання технологічного обладнання концентрації забруднень зростають в 2,5-4 рази порівняно з їх середньодобовими величинами.



Характеристика стічних вод молокозаводів [19]

Показник	Володи- мирець- кий молоко- завод (2010 р.)	Жито- мирсь- кий масло- завод (2003 р.)	Радиви- лівський молоко- завод (2004 р.)	«Біомол», м. Березне (2009 р.)		Сир- завод
				молоч- ний цех	казеї- новий цех	
Завислі речовини, мг/дм ³	190	290-1100	400-1100	120-270	420-2900	600
Сухий залишок, мг/дм ³	-	400-2700	1200-5000	870- 1360	6430- 51200	3000
ХСК, мг/дм ³	-	800-2200	850-2400	2500- 3500	10000- 62000	3000
БСК _{повн} , мг/дм ³	-	525-1125	580-1150	-	-	2400
БСК _s , мг/дм ³	3200	320-620	425-825	1430- 2490	4970- 26400	-
Азот загальний, мг/дм ³	-	-	-	-	-	90
Азот амонійний, мг/дм ³	13,7	-	15-50	9,37	-	-
Нітрити, мг/дм ³	-	-	-	0,13	-	-
Нітрати, мг/дм ³	-	-	-	0,48	-	-
Фосфати, мг/дм ³	-	-	-	31-72	-	16
Хлориди, мг/дм ³	320	-	-	63,8	-	200
Сульфати, мг/дм ³	65,4	-	-	29,2	-	-
Жири, мг/дм ³	60	-	-	до 100	-	до 100
СПАР, мг/дм ³	0,09	-	-	-	-	-
pH	-	6,5-11,8	5,1-8,4	5,3-5,9	4,7-4,95	-
Витрата стічних вод, м ³ /добу	100	500	80-150	350		275- 780
Відношення ХСК/БСК _{повн}	-	1,5-2	1,5-2,1	1,7-1,4	2-2,3	1,3



Надходження сироватки в стічні води з казеїнового цеху призводить до зростання ХСК до величин понад 60000 мг/дм^3 (на молокозаводі в м. Березно Рівненської обл. зафіксовано зростання ХСК до 180000 мг/дм^3).

Органічний азот в стічних водах міститься у вигляді аміногруп білків. Амонійний азот потрапляє з компресорних цехів, нітрати – при промиванні ємностей азотною кислотою. Стічні води зазвичай містять 3,4-3,8% азоту від величини ХСК.

Використання для попереднього очищення стічних вод молокозаводів методів фізико-хімічного очищення: реагентної флотації, електрокоагуляції-флотації, дозволяє ефективно видаляти зі стічних вод тонкодисперсні завислі речовини, емульговані жири, колоїдні частинки за сприяння присутніх у воді синтетичних поверхнево-активних речовин, проте супроводжується утворенням значних об'ємів осадів, що містять легкоокиснювану органіку зі сполуками металу (коагулянту), які необхідно знешкоджувати та утилізувати, а у випадку їх захоронення спричинює забруднення довкілля (грунтових вод, повітря тощо).

Однією з найбільш важливих проблем при очищенні стічних вод молокозаводів є наявність в них жирів. Жири здійснюють негативний вплив на систему каналізації, так як при транспортуванні вони відкладаються на стінках трубопроводів і колекторів, знижуючи їх пропускну здатність і прискорюючи вилугування бетону. Наявність жирів призводить до порушення процесу біологічного очищення, оскільки при розкладанні жирів утворюються жирні кислоти і змінюється реакція середовища до рН 4,5-5. В результаті в активному мулі розвиваються переважно нитчасті форми бактерій, значно збільшується муловий індекс і посилюється винос мулу з відстійників.

Очищення стічних вод від жирів на деяких підприємствах (Радивилівський молокозавод) здійснюють на випусках із цехів виробництва високожирної продукції (масла, сметани, сирів) з вмістом жирів понад 100 мг/дм^3 у жировловлювачах гравітаційного типу. Проте ефективність очищення в таких спорудах невелика: до 45% жиру, що спливає, і близько 20%, що осідає [20].

При використанні для видалення жиру методу флотації можна досягти 90% видалення із стічних вод жирових частинок [21]. Затриманий жир можна використати для відгодівлі худоби на фермах або у приватних господарствах.

Аналіз фізико-хімічного складу забруднень стічних вод молокозаводів показує, що великі концентрації органічних речовин, які знаходяться в різному дисперсному стані, мале співвідношення між ХСК і БСК, а отже легка біохімічна окиснюваність органічних речовин, зумовлюють використання біологічного очищення за допомогою біоценозів мікро-



організмів в різних кисневих умовах проведення процесу як окремо для стічних вод підприємства, так і при сумісному очищенні зі стічними водами міста.

1.1.1.2. Стічні води солодових заводів

Склад стічних вод солодових заводів, насамперед, залежить від виду сировини (зерно ячменю), яка використовується для виробництва солоду, і прийнятої технології.

Технологічний процес виробництва солоду включає очистку зерен ячменю від домішок, сортування, промивку, замочування та пророщування. Утворений «зелений» солод подають на сушку, потім на ростковідбивні машини. Очищений солод спрямовують в силосні відділення на зберігання і реалізацію.

Основні забруднення, які містяться в стічних водах солодових заводів, обумовлюються хімічним складом ячменю, який залежить від сорту, району вирощування, метеорологічних і ґрунтових умов, масового співвідношення окремих компонентів зерна.

Вибір методів і технологій очищення стічних вод солодових заводів – складне завдання, насамперед тому, що вміст органічних речовин, мінеральних добрив, гербіцидів, пестицидів та фунгіцидів, які застосовуються при вирощуванні ячменю, повсякчас змінюється в залежності від сорту ячменю, кліматичних умов, агротехніки тощо.

На 80-88% ячмінь складається із сухої речовини, і 12-20% у ньому міститься води. Суха речовина представлена органічними і неорганічними речовинами. Органічні речовини – це в основному вуглеводи та білки, а також жири, поліфеноли, органічні кислоти, вітаміни тощо. Неорганічні речовини – це сполуки фосфору, сірки, кремнію, калію, натрію, магнію, кальцію, заліза, хлору. Деяка частина перерахованих елементів входить у склад органічних сполук.

Із вуглеводів в ячмені, в основному, переважають водорозчинні цукри та полісахариди. До останніх відносять крохмаль, целюлозу, геміцелюлозу та пектинові речовини. Основна частина полісахаридів представлена крохмалем, який втрачається зерном при пророщуванні на початкових стадіях розвитку зародка і в значній кількості потрапляє у промивні води, які відводять у виробничу каналізацію.

Азотисті речовини в ячмені представлені простими і складними білками, а жири - жирними кислотами, гліцериновмісними ліпідами та ліпідами, які не містять гліцерину. Жири присутні у вільному вигляді в незначній кількості – 0,1%.



Фенольні речовини: прості фенольні кислоти та поліфеноли, присутні в ячмені в кількості близько 0,3%.

Загальний вміст і співвідношення окремих неорганічних речовин залежать від ґрунтово-кліматичних умов та кількості і типу добрив, внесених у ґрунт. Вміст мінеральних речовин у золі ячменю становить такі кількості: P_2O_5 – 35%; K_2O – 21%; SiO_2 – 26%; MgO – 8%; CaO – 3%; Na_2O – 2,5%; SO_3^{2-} – 2%; Fe_2O_3 – 1,5%; Cl – 1%. Близько 80% йонів знаходяться у зв'язаному з органічними сполуками стані. Основна частина мінеральних речовин припадає на фосфор, який входить до складу фітину, нуклеїнових кислот, фосфатидів та інших сполук. Також в ячмені присутні ферменти (α -амілаза, β -амілаза, ендо- β -глюканаза, екзо- β -глюканаза, целобіаза, фосфоліпаза, каталаза, пероксидаза).

Стічні води солодових заводів характеризуються значною нерівномірністю надходження як за витратою, так і за концентрацією та фізико-хімічним складом забруднень, особливо під час залпового скиду води із замочних чанів і в результаті зміни якості сировини (сорту ячменю).

Виробничі стічні води за зовнішнім виглядом – це рідина темно-бурокоричневого кольору, піниста, мутна, яка містить домішки зерна ячменю, шкаралупи, волокна ростків.

Середні річні концентрації забруднюючих речовин в стічних водах найбільшого в Україні солодового заводу в м. Славута Хмельницької області (потужність 150000 т солоду на рік) за період досліджень наведено в табл. 1.2.

Попереднє очищення стічних вод повинно забезпечити видалення грубодисперсних домішок: шкаралупи, зерна, ростків тощо, при використанні споруд механічного очищення (сит з прозорами до 3 мм, флотажних установок). Використанню флотажних споруд сприяє легкість фракцій грубодисперсних домішок, які потрібно видалити із стічних вод, а також присутність у стічних водах ПАР.

Нерівномірність надходження стічних вод протягом доби за витратою та концентраціями забруднень зумовлює необхідність усереднення, особливо у випадку використання традиційних технологій біологічного очищення.

Стічні води, що утворюються на солодовому заводі, мають високі показники концентрації завислих речовин, органічних забруднень за ХСК та БСК₂₀, азоту амонійного, фосфатів, які досягають, відповідно, 600-1000, 1700-2100, 1600-1800, 4-13, 10-35 мг/дм³.

При біологічному очищенні стічних вод для живлення мікроорганізмів біоценозу буде достатньо концентрацій азоту і фосфору, що знаходяться в



стічної воді, без додаткового дозування, що не призведе до вторинного забруднення води.

Таблиця 1.2

Характеристика стічних вод солодового заводу (за даними підприємства)

Показники забруднення	Середня концентрація забруднення, мг/дм ³			
	2006 р.	2007 р.	2008 р.	2009 р.
Завислі речовини	225	348	613	1054
ХСК	532	714	1736	2066
БСК ₂₀	528	654	1593	1835
Азот амонійний	4,25	4,63	12,65	7,66
Нітрати	5,27	1,64	1,063	3,37
Нітрити	0,089	0,024	0,0482	0,064
Сульфати	67	112	57	68
Фосфати	9,92	14,52	12,67	35,36
Хлориди	99	113	90	62
СПАР	0,84	0,88	0,62	0,518
Нафтопродукти	0,49	0,42	0,35	0,419
Мінералізація	793	1073	1341	1278
pH *	-	-	-	6,9 *
Відношення ХСК/БСК ₂₀ *	1,0	1,1	1,1	1,1

* рН, відношення ХСК/БСК₂₀ - безрозмірні показники.

Для стічних вод солодового заводу, що працює в нормальному робочому режимі, характерні значні коливання витрати стічної води і різкі перепади концентрацій забруднюючих речовин в ній. Усе це робить практично нереальним стабільне ефективне очищення стічних вод на традиційних біологічних очисних спорудах, а вимагає розробки принципово нових підходів до обробки цих стоків. Ці новітні методи повинні базуватися на сучасних біотехнологіях, оскільки різниця між ХСК і БСК дуже незначна (див. табл. 1.2), і це означає, що при належній організації процесу такі стічні води можна очистити виключно біологічними способами.

1.1.1.3. Існуючі технології очищення стічних вод підприємств харчової промисловості та шляхи інтенсифікації роботи очисних споруд

В Україні більшість підприємств харчової промисловості не мають власних очисних споруд для очищення стічних вод і скидають стічні води на міські очисні споруди, викликаючи значні порушення в їх роботі. Надходження стічних вод з високими концентраціями органічних речовин,



що легко розкладаються, на міські очисні споруди, зокрема в невеликих населених пунктах, призводить до їх перевантаження і порушень роботи аеротенків: до порушення кисневого режиму, до зміни рН, яке часто супроводжується значним підкисленням середовища, до масового розвитку нитчастих мікроорганізмів - збільшення мулового індексу, спухання активного мулу і виносу його з очисних споруд, погіршення якості очищення. Підвищене навантаження за органічними речовинами суттєво збільшує витрати на очищення стічних вод, обробку і утилізацію осадів.

Стічні води підприємств харчової промисловості повинні проходити механічне та біологічне очищення перед відведенням їх у водойми або попереднє очищення перед скидом в міську систему водовідведення.

Попереднє очищення стічних вод можна здійснити такими фізико-хімічними методами: коагуляцією, флокуляцією, електрокоагуляцією та ін.; доочищення – мембранними методами: ультрафільтрацією, зворотнім осмосом. Для розділення фаз можна застосувати флотаційні методи (напірну флотацію [22], електрокоагуляцію-флотацію), за допомогою яких ефективно видаляють завислі речовини, частинки жиру, СПАР, але ці методи не можуть вирішити проблему очищення від колоїдних і розчинених органічних забруднень (наприклад, вуглеводів).

При використанні фізико-хімічних методів утворюється значна (до 10% об'єму стічних вод) кількість флотаційних шламів, що легко загнивають і потребують стабілізації та зневоднення.

Запропоновано використання технології фізико-хімічного очищення стічних вод виробництва сиру (ХСК понад 100000 мг/дм^3), що включає мембранні методи: ультрафільтрацію, нанофільтрацію і зворотний осмос, з метою повернення концентрату сироватки у вигляді джерела протеїнів [23]. ХСК в стічній воді на виході становить $2,8 \text{ мг/дм}^3$. До недоліків технології слід віднести утворення відкладень на мембранах (переважно протеїнів), складність апаратурного оформлення, значні експлуатаційні витрати та ін.

Для біологічного очищення стічних вод підприємств харчової промисловості в малих населених пунктах часто використовують поля фільтрації. Проте ці споруди повсюди закольматовані і виконують функцію ставків-освітлювачів з невеликою ефективністю очищення. Їх санітарний стан і значне забруднення повітря продуктами гниття органічних речовин не сумісні з сучасними вимогами до охорони довкілля і здоров'я населення.

Біологічне очищення стічних вод підприємств харчової промисловості при використанні традиційних технологій здійснюють в спорудах трьох типів: аеротенках продовженої аерації, одно- або двоступінчатих



аеротенках, високонавантажуваних біофільтрах, циркуляційних окиснювальних каналах; які мають такі суттєві недоліки:

- значні витрати електроенергії, пов'язані з необхідністю подачі повітря для підтримання в спорудах аеробних умов;
- велика тривалість процесу аеробного окиснення високомолекулярних органічних речовин до утворення простих неорганічних сполук;
- високий приріст біомаси активного мулу та витрати на його утилізацію;
- нестійкість при періодичній і сезонній роботі підприємств (на Радивилівському молокозаводі влітку середня добова витрата досягає 100 м^3 , а взимку – знижується до 20 м^3);
- спухання активного мулу через високі концентрації органічних речовин у вхідній стічній воді, а відтак - порушення роботи вторинних відстійників і погіршення якості очищеної води;
- великі площі території очисних споруд; наявність неприємних запахів.

Катастрофою для таких споруд стають залпові скиди забруднень (на Гайсинському сирзаводі скиди сироватки мають ХСК 45 г/дм^3), які призводять до погіршення процесу очищення.

Традиційні технології біологічного очищення не дають зниження показників стічних вод до рекомендованої нормами рівня при скиді у водойми, особливо за концентрацією сполук азоту і фосфору.

Для інтенсифікації роботи традиційних аеротенків було запропоновано підвищити окисну потужність шляхом збільшення дози мулу в аеротенку, адже з підвищенням дози від $1\text{-}2 \text{ г/дм}^3$ до 25 г/дм^3 відбувається пропорційне зростання окисної потужності споруди від $0,5\text{-}1$ до $12 \text{ кг БСК}_{\text{повн}}/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$ [24]. Але при цьому збільшується винесення мулу з вторинних відстійників, а також виникає небезпека тривалого перебування активного мулу в анаеробних умовах у вторинних відстійниках, що призводить до зниження активності мулу і його загнивання, до створення умов для денітрифікації у вторинному відстійнику, виділення газоподібного азоту і, як наслідок, флотації активного мулу, збільшення виносу завислих речовин з очищеною водою та вторинне забруднення її біогенними елементами [25]. Такі явища мали місце на каналізаційних очисних спорудах міст Дніпродзержинська [25], Рівне, промислових підприємств, зокрема, солодового заводу (місто Славути Хмельницької області), шкіряного заводу «Світ шкіри» (місто Болехів Івано-Франківської області) [19].

Для уникнення цих негативних явищ при дозах активного мулу в аеротенку понад 4 г/дм^3 для відокремлення активного мулу від очищеної



води запропоновано використання флотаційного методу [21], але для розробки технології біологічного очищення стічних вод необхідно провести дослідження методу для визначення ефективності очищення, кінетичних, гідродинамічних параметрів, технологічних показників.

Збільшення біомаси мікроорганізмів і окисної потужності можна досягти при використанні біофільтрів, наприклад, з рухомих пінополістирольним фільтрувальним завантаженням [26, 27] з діаметром гранул 3-10 мм, питомою площею поверхні понад $900 \text{ м}^2/\text{м}^3$. При повному біологічному очищенні міських стічних вод, стічних вод молокозаводу і сирзаводу було досягнуто окисну потужність відповідно 1,5-2,0; 2,0 і 2,6 $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$, що більш ніж в 4 рази перевищує окисну потужність традиційного біофільтра [26]. Показники очищення стічних вод за ХСК - з $1004 \text{ мг}/\text{дм}^3$ до $38,4 \text{ мг}/\text{дм}^3$, за завислими речовинами - з 701 до $27,1 \text{ мг}/\text{дм}^3$, концентрації амонійного азоту і азоту нітратів в очищеній воді – відповідно, 2,25 і $3,75 \text{ мг}/\text{дм}^3$ та відсутність азоту нітритів.

Недоліком біофільтра з рухомих завантаженням при використанні для очищення висококонцентрованих стічних вод молокозаводів є значні рециркуляційні витрати. Особливістю конструкції біофільтра є велика висота рухомого завантаження – 4-8 м.

Невеликі витрати стічних вод харчових підприємств і вміст у них легкоокиснюваної органіки дають можливість застосування споруд з прикріпленим біоценозом, наприклад, дискових і барабанних біофільтрів. Найбільш прості у виготовленні і доступні пластинчасті диски з пластмаси, азбестоцементу та алюмінію. Барабани виготовляють у вигляді порожнистих циліндрів, наповнених синтетичними відходами з піноскла, пінополістиролу, пластмаси та інших матеріалів. Біомаса іммобілізованих мікроорганізмів в середньому становить $0,6 \text{ кг}/\text{кг}$ БСК [28]. Стічні води в дискових біофільтрах обробляють протягом 0,5-10 год. в залежності від складу і концентрації забруднень [29].

Суттєвим недоліком дискового біофільтра є низька концентрація біомаси, що знижує продуктивність споруди. Через відсутність перемішування і нестачу розчиненого кисню в споруді відторгнута біоплівка практично не може працювати як активний мул, швидке винесення її у вторинний відстійник свідчить про те, що біоплівка не стабілізована і потребує подальшої обробки [28].

Недоліками барабанного біофільтра з пінополістирольним завантаженням [26] є руйнування і відрив біоплівки при взаємному переміщенні гранул полістиролу; складність конструкції апаратів через необхідність регулювання швидкості обертання та зміну наповнення барабану завантаженням, оптимальні значення яких потрібно встановлювати в процесі проведення пуско-налагоджувальних робіт;



потреба в енергії для обертання барабану і забезпечення переміщення гранул полістиролу.

Для очищення висококонцентрованих стічних вод запропоновано ряд конструкцій затоплених біофільтрів, в яких здійснюються процеси розкладення органічних речовин, нітрифікація і денітрифікація мікроорганізмами біологічної плівки, що утворюється на поверхні завантаження [30-34]. Затоплений біофільтр може бути вбудовано у циркуляційний окиснювальний канал (ЦОК) [30], бути окремою аерованою спорудою [32] – в цих спорудах збільшується швидкість нітрифікації, мати конструкцію ветланда, що дозволяє здійснювати мікробіологічну денітрифікацію [31], а у процесі біологічного очищення стічних вод молокозаводів – ефективно культивування кормового організму – трубочника, що застосовується у риборицтві [34].

Таким чином, практично нереально ефективно і стабільно очистити стічні води підприємств харчової промисловості на традиційних біологічних очисних спорудах, а потрібна розробка принципово нових підходів до обробки цих стоків. Ці новітні методи повинні базуватися на сучасних біотехнологіях, оскільки різниця між ХСК і БСК дуже незначна, і це означає, що при належній організації процесу такі стічні води можна очистити виключно біологічними способами.

1.1.2. Умови формування і фізико-хімічний склад забруднень висококонцентрованих стічних вод підприємств легкої промисловості

1.1.2.1. Стічні води шерстяних фабрик

Підприємства вовняної галузі випускають продукцію з чистої шерсті та хімічних волокон: тканини побутового призначення, спеціальні технічні, меблеві, взуттєві та ін. В залежності від способу виготовлення шерстяні тканини поділяють на камвольні, тонкосуконні та грубосуконні.

В склад виробництва входять прядильне, ткацьке і фарбувально-обробне з цехами допоміжного призначення.

В прядильному виробництві для зниження електризації волокна обробляють електростатичними препаратами-замаслювачами: емульсії з олеїнової кислоти, мінерального масла та супровідні компоненти (триетаноламін, розчин аміаку та ін.).

В ткацькому виробництві основну гребінну та частково суконну пряжу обробляють шліхтою з клеєних матеріалів: розчинного крохмалю, желатини, міздрового клею з антисептиками та іншими компонентами. Може використовуватись шліхта з розчинних синтетичних високомолекулярних сполук – поліакриламід (ПАА) та полівінілового спирту (ПВС).



У фарбувально-обробному виробництві сурові тканини обробляють механічним, термічним і хімічним методами. До основних видів обробки відносять: опалювання, замилування, валку, промивання, нейтралізацію після карбонізації, фарбування, апретирування та спеціальні обробки для надання тканинам безусадочності, немнучості, молестійкості, антистатичних, водовідштовхуючих та інших властивостей.

Важкі суконні тканини з великою кількістю замаслювачів, які важко емульгуються, промивають на машинах періодичної дії протягом декількох годин, а легкі платтєві та костюмні тканини, які містять меншу кількість забруднень, – на лініях безперервної дії у вигляді джгута або розправленим полотном протягом 35-45 хв. Промивання здійснюють в розчинах ПАР: нейногенних 0,8-1,2% або аніонних 1,5-2%, і соди 2-3% від маси тканини [33].

Вміст ПАР (мг/дм^3) в стічних водах від промивання тканин характеризується такими даними: розмилування – 640-700, перше – 250-350, друге – 120-150 та останнє промивання – 40-20.

Повне видалення з шерстяних тканин рослинних забруднень досягається в процесі карбонізації при просочуванні тканини розчином сірчаної кислоти концентрацією 40-50 г/дм^3 . Після видалення надлишка кислоти віджиманням на валах слідує висушування, обробка тканини в сушильній та термічній камерах і механічне видалення продуктів руйнування целюлози. Заключною стадією процесу є нейтралізація кислоти водним розчином аміаку і промивання холодною водою.

Шерстяні тканини фарбують барвниками різних класів: кислотними, кислотними металокомплексними, хромовими, дисперсними, активними, катіонними, кубовими, прямими.

Барвник фіксується у волокні за рахунок іонних зв'язків в кислому середовищі при введенні у ванни промивного апарату оцтової кислоти.

Барвники за хімічною природою є ароматичними вуглеводнями, які мають бензольне кільце. Кислотні властивості притаманні барвникам на основі нітрофенолів з карбоксильними, нітрогідроксильними або сульфогрупами.

Прямі (аніонні) барвники є солями ароматичних сульфокислот формули $R-SO_3Na$. Більшість з указаних барвників вибирається з розчинів не повною мірою (на 60-95%) і зрештою потрапляє у стічну воду. Велика різноманітність барвників за фізико-хімічними властивостями створює проблеми у виборі методів для очищення стічних вод.

Для надання тканинам водовідштовхуючих властивостей використовують катіоноактивні препарати або частіше хромолан (комплексна сіль хлорного хрому із стеариновою кислотою). В останньому випадку не потрібні термічна обробка просочених тканин і їх промивання,



оскільки хромолан вступає в реакцію з волокном при температурі до 100°C.

Для стічних вод підприємств вовняної галузі характерна нерівномірність припливу та концентрації забруднень, особливо різко виражені в цехах фарбування волокна і гребінної стрічки. Наприклад, коефіцієнт годинної нерівномірності відведення стічних вод на камвольно-прядильній фабриці становить: для фарбувальних цехів – 3,5, для загального стоку – 1,6-2,0 [33].

Для суконної фабрики м. Славути середня годинна витрата стічних вод становить близько 20 м³/год, максимальна годинна витрата – 34,2 м³/год.

В стічні води надходять частинки сировини (волокна, ворсинки) і відходи хімічних матеріалів: замаслювачі, авіажні препарати, шліхта, неорганічні реагенти (кальцинована сода, глауберова сіль, їдкий натр, кухонна сіль, гідросульфід, хромпik та ін.), органічні речовини (крохмаль, мурашина та оцтова кислоти, міздровий клей, гліцерин та ін.), СПАР та обробні препарати (синтанол ДС-10, сульфенол НП-3, ТМС, ОП-10, вирівнювач А, препарат ОС-20, триетаноламін, алкілоамід, синтанол ЦС-20, епамін 06, стеарокс-6 та ін.), барвники (кислотні, хромові, дисперсні, катіонні, кубові, активні, прямі), нерозчинні домішки. До інших забруднень, які містяться в стічних водах, належать: поверхнево-активні речовини, текстильно-допоміжні речовини, жири, мінеральні солі тощо.

На 1т тканин в стічні води надходить 300-450 кг розчинених речовин, в тому числі беззольних – 40-50%. Органічні речовини значною мірою складаються із сполук, що важко окиснюються біохімічно, - замаслювачів, авіажних препаратів і шліхти. Своєрідність складу стічних вод визначає понижено величину показника БСК відносно ХСК (табл. 1.3).

Специфічними забрудненнями стічних вод є йони важких металів: хрому (III), цинку, міді, заліза, кадмію, нікелю, кобальту, які можуть потрапляти у стічну воду внаслідок використання в технології виробництва металокомплексних барвників (хромових, мідних, нікелевих, кобальтових тощо), закріплювача - комплексної сполуки міді, хромолану, брудо-відштотвхуючої та вогнетривкої обробок продукції за допомогою реагентів на основі солей металів. При потрапленні йонів важких металів в аеротенки станції біологічного очищення стічних вод, вони інгібують активність нітрифікуючих бактерій, наприклад, йони міді такий вплив здійснюють в концентраціях 0,05-0,56 г/м³, а хрому (III) – понад 0,25 г/ м³ [36].

В стічні води також потрапляє дрібне деформоване волокно (так званий збій) в середньому, кг/т: для камвольних тканин – до 16; тонкосуконних – до 18.



Характеристика стічних вод підприємств вовняної промисловості

Показники забруднення	Тонкосуконна фабрика (за даними [33])	Ворошиловградський тонкосуконний комбінат [34]	Славутська суконна фабрика [35]
Завислі речовини, мг/дм ³	85-225	94-380	158-375
Зольність завислих речовин, %	-	13-60	-
Сухий залишок, мг/дм ³	800-1300	-	-
Зольність сухого залишку, %	45-56	-	-
Твердий залишок, мг/дм ³	-	1900-3700	-
Зольність твердого залишку, %	-	29-57	-
ХСК, мг/дм ³	240-650	670-1960	580-965
БСК _{повн} , мг/дм ³	100-260	-	280-472
БСК ₅ , мг/дм ³	-	95-460	-
Азот амонійний, мг/дм ³	22-30	-	5,7-49
Хром, мг/дм ³	0,1-1,5	0,1-1,4	1,6-3,3
Мідь, мг/дм ³	-	-	0,4-2,9
Цинк, мг/дм ³	-	-	0,3-1,8
Хлориди, мг/дм ³	80-180	-	-
Сульфати, мг/дм ³	-	-	62-81
Фосфати, мг/дм ³	5-8	-	-
Твердість, мг-екв/дм ³	-	-	6,3-6,9
Барвники, мг/дм ³	-	-	36-132
Жири, мг/дм ³	-	23-147	-
СПАР, мг/дм ³	-	28-78	28-53
pH	6,8-8,5	7,2-7,8	6,8-7,3
Інтенсивність забарвлення за розбавленням	1:80-1:250	1:60-1:180	-
Осад, % від об'єму води	0,3-1,2	0,5-2,5	-
Відношення ХСК/БСК _{повн}	2,4-2,5	-	2,1-2,0

Виробничі стічні води за зовнішнім виглядом - це каламутна рідина, що піниться і має різний колір та інтенсивність забарвлення.



Для видалення із стічних вод грубодисперсних частинок необхідно передбачати попереднє механічне очищення за допомогою сит, сіток, волокнуоуловлювачів тощо. Легкість фракцій, які необхідно затримати, а також присутність у стічних водах СПАР зумовлюють можливість застосування методу флотації у флотаційних волокнуоуловлювачах.

Непостійність припливу стічних вод, а також високі концентрації СПАР, барвників, обробних препаратів, йонів важких металів у зливах з апаратів викликають необхідність усереднення стічних вод за витратою і концентраціями забруднень перед відведенням стічних вод на очисні споруди.

Для зменшення концентрацій важкоокиснюваних біологічно забруднень, а також токсичних для мікроорганізмів активного мулу, наприклад, СПАР, барвників, йонів важких металів, і з метою збільшення ефективності роботи споруд біологічного очищення потрібно застосовувати попереднє фізико-хімічне очищення стічних вод.

Технології фізико-хімічного очищення, розроблені для стічних вод, що містять барвники, включають такі методи [3, 4, 21, 34]: окиснення хлором і реагентами, що містять хлор (гіпохлорит натрію, хлорне вапно, діоксид хлору); електрохімічне окиснення; озонування (крім дисперсних барвників); каталітичне окиснення; адсорбцію на активованому вугіллі та полімерних адсорбентах; іонний обмін на катіонних і аніонних смолах, мікропористих іонітах, природних іонообмінниках; ультрафільтрацію; зворотний осмос; екстракцію; коагуляцію; електрокоагуляцію; хімічне відновлення; фільтрування через торф і природні сорбенти (цеоліт, каолін, асканіт, бентоніт, гумбрін, діатоміт); флотацію асоціатів ПАР, барвників, гідроксидів металів.

Використання перерахованих методів і технологій супроводжується значними витратами реагентів, електроенергії, в ряді методів необхідна регенерація матеріалів (сорбентів, йонообмінників, ультрафільтраційних або зворотноосмотичних мембран та ін.), утворенням токсичних для гідробіонтів продуктів реакцій, великих об'ємів осадів, які необхідно знешкодити та утилізувати.

В технології попереднього очищення стічних вод при виборі методу розділення фаз перевагу належить віддавати флотаційним методам через високу дисперсність частинок, наприклад, при хімічному осадженні - гідроксидів металів; легкість, що зумовлює хорошу флотованість пластівців з адсорбованими на їх поверхні молекулами барвників, наприклад, при біокоагуляції; присутність у стічних водах СПАР, емульгованих жирів.



Після попереднього фізико-хімічного очищення потрібно здійснювати біологічне очищення стічних вод підприємств вовняної галузі обособлено або разом із стічними водами міста.

При біологічному очищенні барвники та йони важких металів видаляються за рахунок біофлокуляції активним мулом (адсорбції) [24, 37, 38]; окиснення адаптованими культурами мікроорганізмів [39], наприклад, культурою дріжджів [40] або грибів [41, 42]; деструкції анаеробними бактеріями в анаеробних процесах [43].

Втім потрібно завважити, що висока ефективність використання для деструкції барвників певних культур (понад 93% для грибів [42]) досягається тільки при строгому дотримуванні чистоти культури, інакше ефективність значно зменшується, а тривалість процесу очищення – збільшується.

Наявність в стічних водах важкоокиснюваних органічних речовин зумовлює необхідність застосування нових технологій біологічного очищення, наприклад, за участю анаеробно-аеробних процесів [44].

1.1.2.2. Стічні води шкіряних заводів

Шкіряні заводи споживають на технологічні потреби найбільшу кількість води, порівняно з іншими підприємствами легкої промисловості.

Майже всі процеси виготовлення шкіри відбуваються у водному середовищі, через що утворюється значна кількість стічних вод, які містять в основному розчинні протеїни, що видаляються із шкіри, та надлишки хімічних матеріалів, які використовуються у виробництві. Кількість стічних вод та їх хімічний склад визначаються особливостями технології шкіряного виробництва, залежать від призначення шкіри, що виробляється, а також від якості сировини, її виду, методів консервування і зберігання шкур.

В якості сировини для дублення різних видів шкір використовують шкури свійських і диких тварин.

При виробництві шкіри зі шкури видаляють волосся, епідерміс і підшкірну клітковину. Волокниста структура дерми зберігається, проте окремі її елементи змінюються під впливом механічних, фізико-хімічних і хімічних дій, що обумовлює зміну властивостей дерми в цілому.

Для консервування сировини використовують хлорид натрію витратою 25-30% маси парних шкур, а у випадку довготривалого зберігання або транспортування використовують також і антисептики.

Всі процеси шкіряного виробництва поділяють на три основні групи:



- підготовчі, які закінчуються одержанням голини (промивання сировини, відмочування, міздріння, зоління, обеззолування та інші);
- дубильні або фарбувально-жирувальні, які дозволяють одержати дублений напівфабрикат (пікелювання, дублення, нейтралізація, фарбування і жирування);
- обробні, які завершують вироблення шкір (розведення, сушіння, зволоження, обрізування, тяжіння, прокачування, шліфування, пресування).

В обробних операціях, які є сухими, стічні води не утворюються, лише невелику частину їх одержують в результаті мийки обладнання і приміщень.

Таким чином, вода в шкіряному виробництві витрачається на такі потреби:

- проведення технологічних процесів (розчинення хімічних матеріалів, уведення в товщу сировини і напівфабрикату дубильних речовин і хімічних реагентів, видалення різноманітних речовин, передачу тепла, обводнення і перемішування);
- зрошування водою сировини і напівфабрикату при механічній обробці на міздрільних, волосозгінних, чистильних і двоільних машинах;
- промивання машин і апаратів, очищення та обезпилювання повітря та ін.

Процеси хімічної технології шкіри, які проводять у водному середовищі, можна розділити на процеси обробки шкіряної сировини хімічними розчинами і процеси видалення із неї різноманітних водорозчинних продуктів реакцій шляхом вимивання, що називають промивками.

Тверді відходи, що утворюються в механічних операціях, як правило, збирають у спеціальні контейнери і спрямовують на подальшу переробку для приготування, наприклад, малярного клею і добрив. Деяка частина відходів (обрізки шкіри, голини і шкіри, кавалки міздри, шерсть і т. ін.) потрапляє в цехову каналізацію в результаті відведення води, використаної для зрошення в механічних операціях, а також для миття підлог та прибирання приміщень.

У процесі шкіряного виробництва застосовують велику кількість різноманітних хімічних речовин: сірчану кислоту, вапно, кальциновану соду, сульфат натрію, сірчистий натрій, гіпосульфїт, хромпїк, танїди, синтани, сульфат амонїю, синтетичні поверхнево-активні речовини, обробні препарати, гас, метилові ефіри, патоку тощо.



Синтетичні поверхнево-активні речовини використовують в багатьох якостях – як розчинники, змочувачі, миючі засоби, емульгатори, диспергатори, прискорювачі технологічних процесів та ін.

Під час різних мокрих операцій, пов'язаних із вичинкою та обробкою шкур, усі ці речовини потрапляють у стічні води, які скидають в каналізацію. Крім того, в стічні води переходять компоненти самих шкур, а саме: колагенові білки, жири й жироподібні речовини, деякі мінеральні речовини, що містять натрій, калій, кальцій та інші елементи.

Питома кількість стічних вод у розрахунку на 1000 дм² виробленої продукції становить 2-9,5 м³ (менші значення характерні для вироблення твердих шкір, середні - юхти, великі - хромових шкір).

Стічні води шкіряних заводів містять забруднення у високих концентраціях, мг/дм³: завислих речовин - до 12000, органічних речовин за ХСК - до 6000, БСК₅ - до 1500, йонів хрому (III) - до 200, сульфідів - до 300, жирів - до 800, СПАР - до 250, шерсті - до 50, рН загального стоку досягає 11,5 (табл. 1.4).

Для видалення із стічних вод грубодисперсних домішок, в основному, шерсті, необхідно здійснювати попереднє механічне очищення на сітчатих або флотаційних шерстеуловлювачах.

Нерівномірність витрат стічних вод і концентрацій забруднень в них зумовлює застосування усереднення потоку стічних вод.

Залежно від місцевих умов і прийнятої технологічної схеми очищення стічних вод можливі два варіанти їх відведення: єдиним потоком або шляхом відокремлення із загального потоку кислих дубильних стічних вод, які вміщують хром у великих концентраціях (від операції дублення і подальшої промивки), та лужних зольних стічних вод (від операції зоління і подальших промивок). Решту складають стічні води від операцій відмочування, знезолування, нейтралізації, знежирювання, жирування, фарбування та промивок, які завершують більшість операцій. Цим стічним водам притаманна слаболужна реакція.

В першому випадку для загального стоку розроблено технологію попереднього фізико-хімічного очищення двоступеневою реагентною напірною флотацією [21]. Із аналізу кількості та складу забруднень, які містяться в стічних водах шкіряних заводів, очевидно, що основними лімітуючими скид забрудненнями є сірчистий натрій, хром (III), СПАР, масла і жири.

Тому в технологію очищення стічних вод шкіряних заводів було включено хімічну обробку, яка забезпечує перетворення сульфідів і хрому на нерозчинні сполуки, в поєднанні з ефективним виділенням із стічних вод нерозчинної фази, причому при виборі методу розділення фаз було враховано необхідність забезпечення високого ефекту очищення від



спливаючих речовин (масла, жири) і СПАР. Виходячи з цього, рекомендовано технологію попереднього фізико-хімічного очищення, яка полягає в обробці стічних вод сірчаноокислим залізом (дозою від 0,5 до 1г/дм³) і вапном із двоступінчастим флотаційним проясненням їх.

Таблиця 1.4

Характеристика стічних вод шкіряних заводів

Показники забруднення	За даними МІСІ [45]	За даними [21]	За даними шкірзаводу «Світ шкіри», м. Болехів Івано-Франківської обл. (2011 р.)
Завислі речовини, мг/дм ³	2730	2000-12000	2000-10000
Сухий залишок, мг/дм ³	6000	4000-11500	-
ХСК, мг/дм ³	2500	2500-3200	1500-6000
БСК _{повн} , мг/дм ³	1350	-	-
БСК ₅ , мг/дм ³	960	700-1500	700-1500
Перманганатна окиснюваність, мг/дм ³	790	-	-
Азот загальний, мг/дм ³	230	-	-
Азот амонійний, мг/дм ³	120	-	20-25
Хром, мг/дм ³	126	50-200	5-12
Сульфіди, мг/дм ³	140	50-300	50-300
Жири, мг/дм ³	330	200-800	200-300
СПАР, мг/дм ³	75	0-75	75-250
Феноли, мг/дм ³	20	0-40	-
Хлориди, мг/дм ³	3200	-	-
Сульфати, мг/дм ³	930	-	-
Шерсть, мг/дм ³	-	40-50	-
pH	9,3	8,5-11,5	8,5-11,5
Витрата стічних вод у м ³ на 1000 дм ² виробленої продукції	-	2-9,5	-
Відношення ХСК/БСК ₅	2,6	3,6-2,1	2,1-4

Очікуваний ефект очищення стічних вод за описаною технологією виражається в таких значеннях залишкових концентрацій забруднень, мг/дм³: нерозчинні домішки – 100-500; хром – 0,5-1,0; сульфіди – 0,5-1,0; жири і масла – 1,0-5,0; СПАР – 10-20; БСК – 500-300. Попередньо очищена стічна вода з указаними концентраціями забруднень може бути відведена на споруди біологічного очищення окремо або разом із стічними водами міста.



Використання технологій локального очищення кислих дубильних стічних вод, які вміщують хром у великих концентраціях (при хромовому дубленні) або танідів (при рослинному дубленні), лужних зольних стічних вод та загального (решта потоків) стоку може бути економічно вигідним при одержанні із стічних вод цінних реагентів-дубителів.

В іншому випадку використання фізико-хімічних методів для попереднього очищення висококонцентрованих локальних потоків потребує великих витрат реагентів, електроенергії та ін. При хімічному осадженні хрому із відпрацьованих дубильних розчинів [45], фізико-хімічному очищенні дубильних розчинів і відпрацьованих зольних рідин [21] утворюються значні об'єми осадів (до 75% при осадженні гідроксиду хрому) і флотаційних шламів, утилізація яких потребує значних коштів та площ для їх захоронення.

Використання для видалення хрому мембранних методів (рідкі мембрани, мембранний електроліз), іонного обміну, сорбційних процесів супроводжується необхідністю попереднього очищення стічних вод від завислих, колоїдних домішок, здатних перешкоджати процесам, а також значними витратами коштів на експлуатацію установок та обладнання.

Використання замість фізико-хімічного очищення біологічного (наприклад, на очисних спорудах шкіряного заводу «Світ шкіри» в м. Болехів, Івано-Франківська обл.) за традиційними технологіями (в двоступеневих аеротенках) не дозволяє одержати необхідний за вимогами ступінь очищення (наприклад, за сполуками азоту), при роботі споруд спостерігаються піноутворення, спухання мулу внаслідок перевантаження аеротенків, зміна рН при надходженні різних стоків (кислих дубильних чи лужних зольних) та інші впливи.

1.1.2.3. Стічні води хутряних фабрик

На хутряних фабриках виробляють хутряну, шубну овчини, шкурки: кролика, козлика, каракулю, ондатри, нутрії, видри, соболя, песця тощо. При обробці хутряної та овчинно-шубної сировини утворюється значна кількість висококонцентрованих стічних вод. Велика чисельність видів сировини визначає різноманітність способів і методів обробки шкур, відмінності в концентраціях і композиціях хімічних матеріалів, барвників і т. ін.

Виробничі партії (навіть для шкур одного виду) підбирають за методом консервування, товщиною шкіряної тканини, характером, шерстністю і кольором волосяного покриву, розміром. Так, волосяний покрив овчини містить велику кількість жирових відкладень (жиропоту), які при промивках переходять у стічні води. Наприклад, в брудному русі



тонкорунних овець міститься 30% чистої шерсті, 30% розчинених у воді солей жирних кислот, 30% бруду і 10% ланоліну.

Іншою особливістю хутряного виробництва є неоднакова тривалість технологічного циклу для різних видів сировини і для одного виду з різними показниками. Так, тривалість обробки хутряної овчини закінчується через 8-14 діб, а каракулю і козлика – 13-20 діб внаслідок більш щільної шкіряної тканини.

Різна тривалість окремих технологічних операцій (від 20 хв. в промивках до 24 год у відмочуванні) призводить до великої нерівномірності надходження стічних вод у каналізаційну мережу і коливання концентрацій забруднень в них.

Особливістю хутряного виробництва є також те, що використовують спеціальні окиснювальні барвники (урзоли). Так, для фарбування основних видів сировини (хутряної овчини, кролика, шкурок каракулевої групи) використовують головним чином окиснювальні барвники, які представляють собою напівпродукти. Відпрацьовані фарбувальні розчини містять продукти сумісного окиснення, які за кольором значно інтенсивніші за продукти окиснення кожної внесеної у фарбувальний розчин речовини окремо. Кольоровість (за розведенням) відпрацьованих розчинів при фарбуванні у чорний колір в залежності від виду напівфабрикату коливається від 1:10000 до 1:30000.

Процес виробництва хутра складається з таких основних етапів: вичинки, яку здійснюють в сировинних цехах, без зміни забарвлення волосяного покриву і шкіряної тканини; фарбування волосяного покриву або шкіряної тканини у фарбувально-обробних цехах; обробних операцій (розбивання, чесання, стрижки, відкати, прасування і т. ін.), в яких стічні води не утворюються.

У сировинному цеху здійснюють відмочування, міздріння, пікелювання, дублення. Ці операції супроводжуються утворенням стічних вод, забруднених білковими речовинами, жирами, хромом, СПАР, кислотами, органічними та мінеральними домішками. Питома витрата стічних вод у сировинному цеху становить 120-160 м³ на 1т напівфабрикату.

У фарбувальному цеху здійснюють уморіння, протравлення, фарбування, соління. У каналізацію надходять стічні води, забруднені різноманітними барвниками, хромом, кислотами та лугами, СПАР, органічними речовинами і механічними домішками. Питома витрата стічних вод у фарбувальному цеху становить 240-250 м³ на 1т сировини, що оброблюється.

У хутряному виробництві, так само, як і в шкіряному, стічні води складаються переважно з відпрацьованих розчинів рідинних процесів.



Метою переробки хутряної овчини є одержання напівфабрикату, волосяний покрив якого повинен бути ретельно оброблено, а шубної овчини – напівфабрикату з обробкою шкіряної тканини, тому технології фарбування цих овчин суттєво розрізняються. Фарбування шубної овчини, як правило, проводять без протравлювання. При фарбуванні хутряного овчинного напівфабрикату використовують головним чином окиснювальні, а шубної овчини – прямі барвники. Склад фарбувальних ванн залежить від виду напівфабрикату і кольору фарбування. Рідинні процеси фарбувального цеху закінчують солінням в розчині хлориду натрію, органічних кислот і жирової емульсії.

Технологічний процес вичинки і фарбування складається більш ніж із 130 обробіток, в яких використовують хімічні матеріали і барвники приблизно 27 найменувань.

Водоспоживання і водовідведення хутряних фабрик характеризуються значними коливаннями протягом доби. Коефіцієнт годинної нерівномірності відведення в каналізаційну мережу становить 1,6-3,5 [45] і залежить від потужності підприємства, сировини і технологічного обладнання, яке використовують, та ін.

Стічні води хутряних підприємств містять велику кількість різноманітних мінеральних і органічних речовин, які можуть перебувати в грубодисперсній, колоїдній, молекулярній та іонній формах.

Хутряну сировину від першої до останньої операції обробляють із зберіганням волосяного покриву, тому у всіх технологічних розчинах, які скидаються, присутня шерсть, концентрація якої коливається від 200 мг/дм³ в фарбувальних процесах і до 900 мг/дм³ – при відмочуванні і промивці. Шерсть у відпрацьованих розчинах має різну довжину ворсинок – від декількох мм до декількох см, є хорошим сорбентом для емульгованого жиру, що надає їй плавучості. Це створює передумови для використання флотаційних методів для видалення шерсті і жиру із стічних вод.

При машинному міздрінні в стічні води потрапляє багато кавалків міздри, в середньому затримують 100-300 мг/дм³ крупних забруднень за допомогою сит (шерстеуловлювачів) і решіток та спрямовують на виробництво міздряного клею.

В стічних водах хутряних і овчинно-шубних підприємств міститься велика кількість завислих речовин, відповідно 2500-5800 мг/дм³ і 1400-3000 мг/дм³.

Внаслідок великої різноманітності забруднюючих речовин, що поступають в стічні води з оброблюваних шкур, особливістю стічних вод є велике відношення показника ХСК до БСК, яке в середньому дорівнює 2 і



показує наявність великої кількості важкоокиснюваних біохімічним шляхом органічних речовин.

Стічні води хутрянних виробництв характеризуються присутністю солей хрому (III) і (VI), жирів, СПАР і барвників (табл. 1.5). Їх концентрація залежить від виду сировини і прийнятої технологічної схеми виробництва.

Так, при виробленні шубної овчини стічні води не містять сполук хрому (VI), а при вичинці хутра, що випускається в непофарбованому вигляді, в них відсутні і сполуки хрому, і барвники.

Стічні води хутрянних фабрик, як правило, сильно забарвлені. Інтенсивність їх забарвлення різна – 1:50-1:1000 [45].

Усі стічні води фабрики поділяють на дві категорії: стічні води, що вміщують хром, до складу яких входять всі скиди сировинного (без відмочування) і води від протравлення фарбувального цехів; забарвлені стічні води, до яких входять води фарбувального цеху (без протравних) і води від операції відмочування.

Попереднє очищення стічних вод повинно включати механічне очищення для видалення, в основному, шерсті і жиру за допомогою шерстеуловлювачів. Легкість забруднень і присутність у стічних водах жирів і СПАР зумовлює використання флотаційних шерстежироуловлювачів [21].

Таблиця 1.5
Характеристика стічних вод хутрянних фабрик

Показники забруднення	За даними МІСІ [45]	За даними [21]
Завислі речовини, мг/дм ³	2500-5800	500-2500
Сухий залишок, мг/дм ³	6000-8000	-
ХСК, мг/дм ³	850-7490	2500-7000
БСК ₅ , мг/дм ³	400-4500	-
Хром загальний, мг/дм ³	-	10-60
Хром (III), мг/дм ³	12-170	-
Хром (VI), мг/дм ³	15-150	-
Жири, мг/дм ³	70-450	-
СПАР, мг/дм ³	50-650	40-110
pH	6,5	5,8-6,8
Інтенсивність забарвлення за розбавленням	1:50-1:1000	1:20-1:100
Відношення ХСК/БСК ₅	2,1-1,7	-

Значна нерівномірність надходження стічних вод від різних операцій хутряного виробництва спричинює необхідність усереднення стічних вод як за витратою, так і за концентраціями забруднень.



Можливе окреме попереднє фізико-хімічне очищення хромового і забарвленого потоків [45] з наступним біологічним очищенням загального потоку стічних вод хутряної фабрики окремо чи разом із стічними водами міста.

Недоліками фізико-хімічного очищення, як уже вказувалось раніше, є утворення великої кількості осадів (36-60% від об'єму стічної води при 24-годинному осадженні гідроксиду хрому [45]), які містять сконцентровані забруднення металами, барвниками та продуктами їх розкладу чи взаємодії з використаними при очищенні стічних вод реагентами, а також проблема утилізації цих осадів.

1.2. Аналіз використання сучасних методів та технологій фізико-хімічного і біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод

Велика кількість різноманітних забруднень у виробничих стічних водах обумовлює застосування численних способів, методів, процесів і технологій для їх очищення.

Існуючі методи очищення можна поділити на п'ять груп:

- механічні: усереднення, аерування, відстоювання, осадження в гідроциклонах, прощіджування, фільтрування;
- хімічні (реагентні): нейтралізація і фільтрування через активні завантаження, коагулювання, хімічне осадження і співосадження шкідливих речовин, окиснення та відновлення;
- фізико-хімічні: екстракція, евапорація, адсорбція, іонний обмін, електрокоагуляція та електроліз, флотація, електрофлотація, кристалізація;
- термічні: випарювання та випаровування, спалювання стічних вод, сушка осадів;
- біологічні: аеробне окиснення в біофільтрах і аеротенках, анаеробні процеси в біореакторах.

Наведена класифікація значною мірою умовна, адже процес очищення за допомогою більшості з указаних методів відбувається внаслідок сукупної дії кількох явищ механічного, хімічного, фізико-хімічного, термічного і біологічного характеру.

Розглянуті методи, в свою чергу, поділяють на регенеративні та деструктивні.

До регенеративних належить більшість фізико-хімічних методів, таких як: екстракція, евапорація, адсорбція, іонний обмін, електроліз, кристалізація. Решта методів по суті є деструктивними, проте за допомогою них в окремих конкретних випадках можна здійснювати і регенеративне очищення, тобто вилучати із стічних вод корисні речовини.



Ряд методів набув широкого використання для очищення виробничих стічних вод. Передусім, це відстоювання, проціджування, усереднення, нейтралізація, хімічне осадження, біологічне очищення.

Давно відомі також регенеративні методи очищення, проте вони менше розповсюджені на практиці через їх велику вартість і специфічність забруднень, які вилучаються з їх допомогою.

Останнім часом внаслідок зростання вимог до охорони навколишнього середовища, зокрема до концентрацій забруднень в очищених водах при скиді у водойми, значно підвищився інтерес до таких інтенсивних фізико-хімічних методів очищення, як електрокоагуляція, флотація, фільтрування та ін., до енергетичновигідних і маловідходних методів біологічного очищення стічних вод промислових підприємств.

Вибір методу очищення або групи методів, поєднаних у технологію, є складним і відповідальним завданням у випадку, коли стічні води мають різноманітний фізико-хімічний і механічний склад забруднень. Підбираючи метод очищення від основних забруднюючих компонентів, потрібно враховувати наявність у стічній рідині речовин, які сприяють і перешкоджають використанню даного методу або взагалі виключають його застосування (табл. 1.6).

Це дасть можливість зробити висновок стосовно придатності методу фізико-хімічного та біологічного очищення в тих чи інших конкретних умовах або характеру підготовки стічних вод до очищення за допомогою вибраного методу.

Таблиця 1.6

**Фактори, які обумовлюють використання методів очищення
виробничих стічних вод**

Фактори, які сприяють використанню методу	Фактори, які перешкоджають використанню методу
Відстоювання	
1. Велика кількість грубодисперсних домішок.	1. Велика кількість колоїдних домішок і тонких суспензій.
2. Добре ущільнення осаду.	2. Пухкість і погане ущільнення осаду.
3. Наявність або утворення в стічних водах гідроксидів металів, які виконують роль коагулянтів.	3. Різкі коливання температури стічних вод.
	4. Здатність осаду до швидкого загивання або виділення газу внаслідок хімічних реакцій.
Проціджування	
1. Однорідність складу і розмірів частинок твердої фази.	1. Велика кількість колоїдних домішок.
2. Наявність волокнистих або пластівчастих частинок.	2. Наявність жирів, смол, мазуту.



3. Наявність гідроксидів металів.	3. Підвищена корозійна активність стічних вод.
Коагуляція та хімічне осадження	
1. Лужне середовище в стічних водах.	1. Наявність речовин, які сприяють пептизації та солюбілізації утворених речовин.
2. Гідрофобність колоїдних і суспендованих частинок.	2. Пухкість і погане ущільнення осадів.
Флотажія	
1. Наявність поверхнево-активних речовин-збирачів та піноутворювачів.	1. Присутність речовин – пригніблювачів флотації, антиспіновачів.
2. Присутність жирів, масел, нафтопродуктів.	
3. Наявність волокнистих та пластівчастих матеріалів.	
Адсорбція, іонний обмін	
1. Мала концентрація грубодисперсних домішок.	1. Висока концентрація розчинених речовин (солей).
2. Відсутність конкуруючих іонів чи молекул.	2. Велике колоїдне забруднення стічних вод.
3. Висока активність іоніту чи сорбенту щодо речовини, яка вилучається.	3. Наявність великої кількості поверхнево-активних речовин.
	4. Наявність жирів, масел, нафтопродуктів.
	5. Наявність речовин, здатних розчиняти іоніт чи сорбент.
Випарювання	
1. Висока концентрація солей.	1. Присутність шкідливих летких речовин.
2. Наявність речовин, які знижують температуру кипіння.	2. Наявність поверхнево-активних речовин.
	3. Висока корозійна активність води і пари.
Біологічне очищення	
1. Наявність органічних речовин і біогенних елементів.	1. Наявність токсичних для мікроорганізмів біоценозу речовин.
2. Наявність неорганічних сполук азоту, іонів важких металів, радіонуклідів.	2. Низька температура стічних вод.
	3. Сильно кисле або сильно лужне середовище.

1.2.1. Умови використання флотаційних методів для попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод

Аналіз фізико-хімічного складу висококонцентрованих стічних вод (див. 1.1) показав, що найбільш придатним для попереднього очищення



стічних вод підприємств легкої та харчової промисловості є флотаційний метод, що зумовлено присутністю в стічних водах легких твердих (шерсть, волокно і т.п.) і емульгованих (жир, масло) домішок, а також поверхнево-активних речовин - піноутворювачів та збирачів.

Значний вклад у теоретичне і практичне вивчення методу флотації внесли такі вчені: С.В. Яковлев, Ю.М. Ласков, Н.А. Лукіних, В.В. Пушкар'єв, А.І. Мацнев, О.М. Когановський, Н.А. Клименко, Б.С. Ксенофонов, С.С. Духін, М.М. Рульов та інші.

Флотаційні технології забезпечують високу ефективність очищення стічних вод від нерозчинених домішок (в твердому та емульгованому стані) і завислих речовин (90-98%) протягом досить короткого часу їх перебування у флотаційних установках (у середньому 20-30 хв), зниження показників ХСК і БСК, видалення небажаних газів. Крім того, флотаційне очищення стічних вод супроводжується такими явищами, як аерація, зниження концентрацій ПАР і бактерій, що сприяє подальшим процесам очищення, поліпшує загальний санітарний стан та інколи є вирішальним при виборі методу попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод.

Метод флотації дозволяє очищати стічні води з високим вмістом плаваючих, емульгованих і розчинених органічних забруднень, наприклад, жирів [46-49], нафти і нафтопродуктів [50-56], трибутилфосфату [57], ПАР [58], в одно- та багатоступеневих флотаційних установках; вилучати відходи виробництва та різноманітні цінні речовини із стічних вод для повторного їх використання, наприклад, ефективно вловлювати деревне волокно для його застосування у виробництві деревоволокнистих плит, а очищену воду повертати в замкнутий цикл водопостачання цеху ДВП [59, 60].

Результати експериментальних і виробничих досліджень фізико-хімічного очищення стічних вод промислових підприємств із застосуванням методу флотації [21] свідчать про високу ефективність очищення від завислих речовин – 80-98,5% і значно ширший діапазон зміни ефективності видалення органічних забруднень (за показниками ХСК або БСК) – 50-92% в залежності від характеру виробництва (табл. 1.7).

Передумовою до можливого більш широкого використання флотації для очищення стічних вод також є ріст кількості та асортименту синтетичних ПАР, які виробляються промисловістю, імпортуються і все ширше застосовуються в промисловості та побуті. Раніше, як правило, для флотаційної обробки стічних вод використовували такі досить дорогі реагенти, як смоляний чи тваринний клей, каніфоль, формалін, ксантат, аерофлот. Нині, з одного боку, є дешевші і флотаційно-активніші реагенти, а з другого, - кількість цих реагентів як у промислових, так і у побутових



стічних водах невідмінно зростає, через що для багатьох категорій стічних вод замість додаткового введення реагентів потрібне очищення від них, для чого можна застосувати, зокрема, флотацію.

Таблиця 1.7

Результати очищення різних виробничих стічних вод методом флотації [21]

Стічні води	Вміст завислих речовин на вході, мг/дм ³	Зниження після флотації, %	ХСК або БСК на вході, мг/дм ³	Зниження після флотації, %
нафтопереробних заводів	441	95	-	-
м'ясоконсервного виробництва	1400	85,6	1225	67,3
паперових фабрик	1180	97,5	210	62,6
виробництва рослинної олії	890	94,8	3048	91,6
консервування фруктів і овочів	1350	80	790	60,0
миловарних заводів	392	91,5	309	91,6
клесварних заводів	542	94,3	1882	91,8
промивально-пропарювальних станцій	2500	90	-	-
шкіряних заводів	3790	95	2000	60
фабрик первинної обробки вовни	5600	98,5	11710	80
хутряних фабрик	1985	88,5	4300	63,9
заводів технічних шкір	600	85	-	-
заводів штучного волокна	416	96	527	50

Обробка стічних вод методом флотації відрізняється рядом переваг, які зумовлюють перспективність цього методу і можливість його використання для очищення як промислових, так і побутових стічних вод.

Суттєвою перевагою флотації перед відстоюванням є одержання флотаційного шламу, який має більш низьку вологість, аніж осад. Вологість осаду коливається в межах 95-99,8%, а вологість флотаційного шламу – 90-95%. Через це під час флотації утворюється в 2-10 разів менший об'єм флотаційного шламу, ніж осаду при відстоюванні стічних вод.

Перелік промислових підприємств (див. табл. 1.7) можна доповнити ще багатьма іншими видами стічних вод, які можна очищати флотацією, а



саме: стічні води механічних заводів, фарбувальних фабрик або цехів, пралень, сажових заводів тощо.

Використання флотаційних технологій для попереднього очищення стічних вод, які містять великі концентрації органічних речовин, наприклад, підприємств харчової промисловості, спричинює утворення значних об'ємів осадів і флотаційних шламів, в які переходить частина завислих та розчинених органічних речовин і які потребують обробки та утилізації, адже здатні швидко загнити, забруднюючи довкілля.

Так, на підприємствах м'ясої галузі очищення стічних вод, які містять важкоокиснювану органіку, мають інтенсивне забарвлення, pH 6,5-6,7 та концентрації забруднень, mg/dm^3 : завислих речовин – 2300-7000, жирів – 820-1050, ХСК – 2800-3230, БСК – 1200-1760, було запропоновано здійснювати реагентною напірною флотацією з використанням солей заліза (III) з різними полімерними добавками, що дозволило одержати ступінь зниження концентрації жирів і завислих речовин до 85%, а БСК і ХСК, відповідно, 62-78,8% і 74,6-79,5% [49].

Крім недоліків даної технології, пов'язаних із утворенням значних кількостей осадів, що містять органічну речовину і сполуки заліза, слід відзначити, що очищена вода вміщує досить високі концентрації органічних речовин та інших забруднень. Для вирішення цієї проблеми розроблено технологію доочищення стічних вод, згідно з якою після напірної флотації здійснюють фотокаталітичну деструкцію в реакторі з джерелом УФ-радіації з використанням реактиву Фентона $Fe(II)+H_2O_2$ [36]. В результаті відбувається генерування OH -радикалів та інших окисників – ефективних деструкторів органічних забруднень стічних вод.

Запропонована технологія доочищення стічних вод потребує дорогих реагентів, складної апаратури, значних коштів на влаштування та експлуатацію.

Для ефективного очищення стічних вод від вискодисперсних частинок суспензій, емульсій та розчинених речовин (іонів важких металів, таких як хром, цинк, мідь, нікель, свинець, ртуть, кадмій, срібло, залізо та ін., або їх суміші) запропоновано використання коагулянтів і флокулянтів в технологіях з послідовними процесами флотації та електрофлотації [61-65].

Для видалення іонів $Cr(VI)$ із стічних вод було використано коагулянт $FeSO_4$ в кількості, рівній молярному співвідношенню $Fe^{2+}:Cr^{6+} - 5:1$, і колектор – ПАР - додецилбензолсульфонат натрію дозою $15 mg/dm^3$. При тривалості напірної флотації 35 хв., pH 9 ефективність видалення Cr^{6+} досягала 96,5%; залишкова концентрація $Cr^{6+} - 0,372 mg/dm^3$ не перевищувала встановлену норму [66].



Недоліком описаної технології є одержання хромовмісного флотаційного шламу, який потрібно знешкодити та утилізувати.

Як показують результати науково-технічних конференцій останніх років та аналіз наукових робіт, у галузі флотаційного очищення стічних вод відбулось значне зміщення напрямів досліджень у практичну сторону, наприклад, розроблення та освоєння випуску більш ефективних та продуктивних конструкцій установок для флотації [67-69], зокрема комбінованих споруд та блочно-модульних комплексів [55, 56, 70-72]; розроблення систем аерації для збільшення ступеня і досягнення рівномірності насичення стічної води бульбашками повітря [73, 74]; розроблення та впровадження технологій очищення стічних вод промислових підприємств з використанням методу флотації, в тому числі і поєднання з біологічним очищенням окремо чи разом із стічними водами міста [75-80].

Для очищення стічних вод розроблено технологію і комбіновану споруду [75, 76], яка включає флотовідстійник, в якому влаштовано носій у вигляді капронових або лавсанових волокнистих йоржів, закріплених в касетах по всій площі поперечного перерізу вертикально, і денітрифікатор [75]. Впуск вихідної стічної і рециркуляційної води розташовано над касетами. Установка обладнана розчинним баком і дозатором концентрованого розчину нітратів.

Недоліками технології є недостатня її апробація, а конструкції – необхідність влаштування рециркуляційних ліній, введення реагентів, що збільшує експлуатаційні витрати.

Запропоновано використання флотації в біотехнології очищення стічних вод від йонів важких металів: цинку, міді і нікелю, за допомогою біомаси грибів (які є побічним продуктом ферментації) на стадії розділення фаз [79]. Ефективність видалення йонів металів досягала понад 95% при pH 7.

Флотатор може бути використано в технології і установках SBR на стадії прояснення мулової суміші [76]. Подачу мулової суміші здійснюють через диспергатори в донній зоні, очищена вода відводиться через кільцевий збірник у верхній частині флотатора.

Очищення висококонцентрованих стічних вод шкіряного виробництва запропоновано здійснювати за схемою, яка включає механічне очищення, флотацію, усереднення і біологічне очищення в анаеробній зоні та мембранному біореакторі (МБР) [80]. На біологічне очищення надходять стічні води з ХСК і БСК відповідно 1748 і 350 мг/дм³, зниження цих показників досягає до 199 і 21 мг/дм³ (вхід в МБР). Після МБР стічну воду подають на ступінь зворотного осмосу. Очищена вода містить забруднення в залишкових концентраціях і повертається в рецикл.



Враховуючи ступінь забруднення стічних вод шкіряного заводу завислими і розчиненими органічними та неорганічними речовинами, глибоке очищення до показників якості води, які допускаються для повторного її використання на виробництві, вимагає значних витрат і дорогих методів очищення (мембранних біореакторів, зворотного осмосу та ін.).

В технології біологічного очищення стічних вод виробництва паперу, переробки макулатури та ін., яка ґрунтується на ступеневому процесі: перший ступінь – анаеробний, другий – аеробний, метод напірної флотації застосовано для відокремлення активного мулу від води на виході із аеробного біореактора (на рециркуляційній лінії) [67]. Відокремлену у флотаторі тверду фазу видаляють із системи, а прояснені стічні води повертають в анаеробний ступінь.

В запропонованих технологіях флотацію використовують або як попереднє очищення від грубодисперсних забруднень або для розділення очищеної води та активного мулу, що в цих випадках дає найкращий ефект очищення. Основне очищення стічних вод від органічних речовин здійснюють за допомогою методів біологічного очищення.

Отже, використання методу флотації в технологіях очищення висококонцентрованих стічних вод може успішно здійснюватись на різних ступенях фізико-хімічної або біологічної технологій, як попереднє очищення, для відокремлення мулових сумішей перед аеротенками (метод біокоагуляції-флотації), після аеротенків, для зневоднення мулу і т. ін.

При біологічному очищенні стічних вод ефективність роботи очисного комплексу визначається переважно ефективністю відокремлення активного мулу від води у вторинному відстійнику, зневоднення мулу в мулоушільнювачах, тому використання флотаційних установок в цих випадках, розробка ефективних їх конструкцій є актуальною проблемою.

1.2.2. Особливості застосування методів електрофлотації та електрокоагуляції-флотації для попереднього очищення стічних вод промислових підприємств

В технології очищення стічних вод електроенергію можна застосувати для безпосередньої дії на стічну рідину й забруднення, які містяться в ній. Найчастіше способи електрообробки пов'язані з використанням постійного електричного струму, тобто ґрунтуються на явищах електролізу. Це електрокоагуляція та електрофлотація, електроліз, електрохімічне окиснення і відновлення, електролітичне вилучення металів із стічних вод і осадів, електроекстракція, електродіаліз та інші.



Серед перерахованих методів важливе місце в системах очищення стічних вод займають такі електрохімічні методи обробки, як електрофлотація та електрокоагуляція-флотація завдяки ряду переваг: зменшення або виключення витрати хімічних реагентів; зменшення об'ємів осадів, які утворюються в результаті процесу; використання незаражуючої, коагулюючої та інших дій електричного струму; виключення підвищення загальної мінералізації води, що дозволяє використати очищену воду в оборотному циклі водопостачання; уніфікованість апаратури; можливість компонування її з іншими очисними спорудами при впровадженні, наприклад, на території промпідприємства; компактність апаратів; зменшення трудомісткості обслуговування; можливість автоматизації процесу.

Основними недоліками і проблемами, що виникають при використанні електрохімічних методів обробки стічних вод, є нестійка робота установок при коливаннях концентрацій забруднень і витрат стічної води; виділення вибухонебезпечних газів (водню і кисню); утворення хлору, вільних радикалів; пригнічення подальшого біологічного очищення; відносно високі витрати електроенергії; витрати металу при використанні електрокоагуляції та ін.

Методи електрофлотації та електрокоагуляції-флотації є перспективними у флотаційному очищенні стічних вод, що зумовлено їх високою ефективністю і швидкістю процесу при мінімальній витраті реагентів-збирачів або без них [3]. Ці методи широко використовують для очищення виробничих стічних вод [81-84], що особливо ефективно, наприклад, в якості попереднього очищення замість відстоювання, оскільки дозволяють збільшити ступінь очищення стічних вод, наприклад, при електрофлотації видалення завислих речовин досягає 95-99% (при відстоюванні стічної води, обробленої флокулянтном дозою 5-10 мг/дм³, - 50-70%) [75], скоротити час обробки в 10-20 разів і зменшити площу під розміщення обладнання в 3-5 разів [86]. Крім того, при електрофлотації зменшується об'єм і вологість шламу. Питома витрата електроенергії невисока і становить від 0,03 до 0,1 кВт·год/м³.

Методи електрокоагуляції-флотації та електрофлотації дозволяють очищати стічні води з високим вмістом високодисперсних завислих речовин [87, 88]; плаваючих, емульгованих і розчинених органічних забруднень: жирів, масел [85, 89-92], нафти і нафтопродуктів [83, 93-101], ПАВ [102, 103], барвників [104, 105]; йонів важких металів: міді, хрому, свинцю, цинку, заліза, кадмію, нікелю та ін. [106-115], деякі з яких відносять до числа рідкісних та дорогавартісних, з метою подальшої переробки концентрованих флоцшламів і повторного використання вилучених йонів металів, радіоактивних елементів тощо [86].



Основні проблеми, які потребують експериментальних досліджень з метою впровадження технологій фізико-хімічного очищення стічних вод з використанням методів електрокоагуляції-флотації та електрофлотації для одержання найбільшого ступеня видалення забруднень, найменших витрат електроенергії. вибору ефективного для конкретних умов матеріалу електродів, наступні:

- визначення оптимальних параметрів процесу: рН, густини струму, тривалості;
- вибір матеріалу електродів (алюміній, залізо та ін.);
- вибір схеми приєднання електродів (послідовна, паралельна);
- вдосконалення конструкції апаратів;
- розробка ефективних і маловитратних технологій.

При обробці стічних вод, які містять органічні речовини, методом електрокоагуляції відбувається деструкція органічних речовин продуктами електролізу, їх електрокоагуляція, внаслідок чого ефективно знижуються показники ХСК, забарвленості і мутності.

Проте суттєвим недоліком є утворення в результаті реакцій таких сполук, які можуть бути токсичними для гідробіонтів активного мулу споруд наступного біологічного очищення або водойми, в яку відводяться очищені води [116].

Для виявлення токсичності стічних вод можна застосувати біотестування, наприклад, за допомогою організмів *Lactuca sativa* і *Artemia salina* було визначено токсичність стічних вод від виробництва текстилю після електролізу [116]. Установлено, що найменша токсичність стічних вод була після обробки протягом 5 хв.; а найвища – 30 хв.

Метод електрофлотації може бути застосовано для видалення із стічних вод ПАР, які є хімічно стійкими сполуками, що обумовлено їх будовою і колоїдно-хімічними властивостями. В результаті електрофлотаційного очищення стічної води з концентрацією ПАР до 200 мг/дм³ анодна густина струму становила 200-300 А/м², газонаповнення – 2-10 дм³/м³, об'єм концентрату піни – 1-2% від об'єму води, концентрація ПАР в очищеній воді – 60-80 мг/дм³ [103].

Проте за іншими даними використання електрофлотаційного методу для очищення стічних вод від аніонних ПАР малоефективне – ступінь їх видалення не перевищувала 50%, катіонних – була ще менша - 10-14% [102]. Добавка коагулянтів та флокулянтів не впливала на процес електрофлотації. Найбільшу ефективність одержано при видаленні неіоногенних ПАР (синтанолу ДС-10) – 70%.

При електрокоагуляційному очищенні стічних вод текстильного виробництва було досліджено вплив різних параметрів процесу і матеріалу електродів на зниження забарвленості та мутності [117]. Найкращі



результати (ХСК – 70%, мутність – 93%, забарвленість – 81%) було одержано при використанні алюмінієвих електродів при густині струму 75 A/m^2 , тривалості електролізу 10 хв, початковому pH 5 і відстані між електродами 0,5 см. При використанні залізних електродів зниження ХСК – 61%, забарвленості – 95%, мутності – 96% було одержано при густині струму 125 A/m^2 .

Для очищення стічних вод фарбувально-обробних виробництв шкіри та хутра від барвників було використано метод електрокоагуляції [104]. В процесі обробки відбувалось розчинення металу з утворенням великої кількості пластівцевидного осаду гідроксиду металу (до 20% об'єму стічної води), на поверхні якого сорбувався барвник і частина продуктів його деструкції, осадження або електрофлотація зкоагульованих частинок і, як результат, знебарвлення стічних вод. Для зменшення тривалості процесу в модельній розчині барвника добавляли NaCl в кількості 0,5-3 г/дм³. Установлено, що доцільно проводити процес при концентрації NaCl 2 г/дм³, силі струму 500 мА.

В результаті експериментальних досліджень методу електрокоагуляції масляних емульсій спостерігали дві фази процесу: «реакційну», протягом якої збільшувалась ефективність зниження ХСК і мутності суспензії, і «стаціонарну», при якій розчинявся алюміній [89]. Результати досліджень підтвердили, що із збільшенням густини струму і зменшенням концентрації масла ефективність процесу зростає; оптимальний показник pH – 7.

В результаті ряду досліджень визначено, що для регулювання ступеня очищення стічних вод в залежності від фазово-дисперсного стану забруднень при електрокоагуляції-флотації достатньо змінювати лише один параметр – густину струму [118].

Так, при зміні густини струму в інтервалі 11,55-91,5 мА/см² було досліджено видалення завислих речовин, мутності, БСК, ХСК і кольоровості текстильних стічних вод методом електрокоагуляції-флотації [119]. Ступінь зниження перерахованих показників в оптимальних умовах: при густині струму 11,55 мА/см², pH 7,6, тривалості обробки 10 хв., відстані між електродами 1 см, становила 85,5%, 76,2%, 88,9%, 79,7% і понад 93%, відповідно.

Для очищення стічних вод нафтопереробних, харчових, текстильних і паперових підприємств від емульгованих і колоїдних частинок було використано метод електрофлотації [120]. Для розділення емульсії масла (нафта, нафтопродукти, жири) – вода було використано електрофлотаційну комірку з анодом із титану, покритого оксидом рутенію, та катодом із нержавіючої сталі. Видалення масел досягало 70%; 75% в присутності



$NaCl$ (3,5%) і 99,5% в присутності $NaCl$ і коагулянту $Fe_2(SO_4)_3$. Витрати електроенергії становили 0,4-1,6 кВт/м³.

При очищенні стічних вод, які містять ПАР, барвники, масла, жири та ін., в електрокоагуляторах однією з проблем є пасивація електродів, наприклад, алюмінієвих, з утворенням оксидних плівок, при цьому зменшується ефективність процесів коагуляції, збільшується витрата електроенергії. Розроблено метод, у відповідності з яким на електроди подають пульсуючу напругу, а полярність імпульсів періодично змінюють, при цьому відбувається розчинення оксидних плівок [82].

Проблему утворення оксидних плівок пропонують вирішити шляхом влаштування в електрокоагуляторі пластинчатих катодів, а анодів – у вигляді насипних металевих стружок, які перемішують лопастями для інтенсифікації масообміну, рівномірного розподілу коагулянту, усунення можливості зашламування і запобігання утворенню пасивних плівок [80].

Використання залізних відходів: стружки, обрізків труб і т. ін., замість анодів із профільного металу дозволяє економити витрати на матеріали [114]. Але існуючі конструкції електрокоагуляторів не забезпечують їх стабільної роботи в зв'язку із порушенням електричного контакту між анодом і стружкою по мірі її розчинення.

При очищенні промислових стічних вод від йонів важких металів методом електрокоагуляції здебільшого використовують залізні електроди [121].

Дослідження видалення йонів міді, хрому, свинцю і цинку із стічних вод від процесів травлення методом електрокоагуляції показали, що в періодичному процесі за оптимальних умов: густини струму 98 А/м², pH 5,07, тривалості електролізу 30 хв, ефективність видалення йонів металів перевищувала 99% [106]. Залишкові концентрації йонів міді, хрому, свинцю і цинку становили відповідно менше 0,01; 0,02; 0,07 і 0,05 мг/дм³. В неперервному процесі при оптимальному pH 3 і швидкості протікання стічних вод 55 см³/хв, видалення металів досягало понад 99%, а залишкові концентрації йонів міді, хрому, свинцю і цинку були 0,01; 0,04; 0,15 і 0,01 мг/дм³, відповідно.

Використання методу електрофлотації для видалення дисперсної фази йонів важких металів викликає інтерес в плані їх подальшої переробки і вторинного використання. Переваги методу електрофлотації для вилучення гідрофільних металовмісних осадів пов'язані з фізико-хімічними особливостями дисперсної фази, що утворюється (крихкістю, здатністю до передиспергування при інтенсивному перемішуванні); з малим розміром утворених електролітичних бульбашок, а також з наявністю у них поверхневого електростатичного заряду.



Так, видалення дисперсної фази йонів міді із стічних вод з підвищеною температурою показало, що при тривалості обробки в електрофлотаторі 6-8 хв. досягається ступінь очищення 95-100%, температура – 45-95°C. При обробці води флокулянтами тривалість процесу зменшується до 2 хв, а витрати електроенергії – в 2-3 рази [108].

Для видалення йонів заліза (III) із стічних вод методом електрофлотації було використано стічні води операції знежирювання, які містять емульговане масло і ПАР (додецилбензолсульфонат Na) [110]. Показано, що в присутності ПАР ступінь вилучення йонів заліза (III) підвищується і досягає при рН 6-7 99%. Ступінь вилучення ПАР і емульгованого масла за рахунок сорбції на дисперсній фазі гідроксиду заліза (III) при цьому збільшується і досягає 50% і 63%, відповідно.

За допомогою електрофлотації можна ефективно видаляти дисперсну фазу марганцю, який осаджено електрохімічно в бездіафрагмовому електролізері із техногенних вод гірничорудних підприємств [109].

В ряді робіт підкреслено важливе значення показника pH при проведенні ефективної електрокоагуляції для очищення стічних вод [122, 123].

Видалення йонів $Cr(VI)$ із стічної води за допомогою методу електрокоагуляції відбувається при низькому значенні показника pH внаслідок відновлення $Cr(VI)$ у $Cr(III)$ йонами Fe^{2+} , які утворюються в результаті розчинення аноду [122]. Розчинність аноду збільшується в присутності йонів хлору за рахунок корозії.

Іншими дослідниками при pH 5 одержано максимальне зниження концентрації йонів хрому (VI) у стічній воді методом електрокоагуляції - 90,4% при початковій їх концентрації 100 мг/дм³, напрузі 24 В за 24 хв. при витраті енергії 132 кВт·год/м³ [112]. Зниження напруги до 12,8 В призвело до різкого зниження ефекту видалення до 49,6% за той же час.

Конструкцію апаратів, призначених для електрокоагуляції-флотації та електрофлотації, як правило, здійснюють у вигляді комплексів, що включають камеру флотації, блок електродів, камеру відстоювання, пристрої для збору та відведення піни, пристрої для підведення і відведення води та ін. [124].

Однією із проблем, яку вирішують при розробленні конструкції, є влаштування пристроїв для збору і відведення флотаційного шламу (піни).

Флотаційний шлам – пінний продукт, який видаляється з поверхні установок електрокоагуляції-флотації та електрофлотації, в залежності від складу стічних вод містить пластівці коагулянтів, колоїдні та поверхнево-активні речовини, гідроксиди металів, барвники, жири, нафтопродукти, а також карбонати, фосфати, сульфідні та інші домішки. На відміну від осадів, що утворюються у відстійниках (вологість 95-99%), флотаційний



шлам менш вологий (92-95%), має хороші фільтрувальні властивості. Наприклад, питомий опір фільтруванню для флотошламу, який містить гідроксиди металів, – $(8-190) \cdot 10^{-11}$ см/г, а фільтрованість в 4-5 разів вища, ніж для осадів з відстійника, і становить $4,6-4,8$ кг/(м³·год) [92].

Від того, як видаляється флотаційний шлам, чи не відбувається його розшарування, обважніння та осадження у стічній воді, залежить якість очищеної води. Довготривале накопичення шламу на поверхні води призводить до зниження його вологості та ускладнює подальше видалення із споруди і транспортування на обробку.

У випадку видалення піни може бути влаштовано повітряний колектор, з'єднаний із всмоктувальним патрубком вентилятора [124].

Для видалення забруднень із стічних вод шкіряних заводів (Тайланд), які містять органічні речовини у високих концентраціях за ХСК – 4100-6700 мг/дм³, завислі речовини – 600-955 мг/дм³, жири – 638-780 мг/дм³, йони хрому – 11,5-14,3 мг/дм³ і мають інтенсивний темний колір – 3800-6330 (за платино-кобальтовою шкалою), було застосовано метод електрокоагуляції із залізними пластинчастими електродами і проведено дослідження в лабораторних умовах за такими параметрами: початкова величина рН стічних вод 7-9, густина струму 15,7-24,6 А/м², відстань між електродами 5 см [125]. В оптимальному режимі проведення процесу при використанні монополярних електродів в паралельному з'єднанні: при густині струму 22,4 А/м², тривалості електролізу 20 хв., одержано високі показники ефективності очищення: 95% за ХСК, 100% за йонами хрому, 96% за концентрацією завислих речовин та 99% за концентрацією жирів. Питома витрата електроенергії становила 0,13 кВт/м³, а експлуатаційні витрати приблизно 0,34 \$/м³ стічних вод.

За іншими даними, ефективне видалення ХСК, мутності і концентрації хрому в процесі електрокоагуляції відбувалось при тривалості електролізу 30-45 хв. [126].

На шкіряних заводах малої та середньої потужності в країнах Латинської Америки для очищення стічних вод, які містять високі концентрації йонів хрому (III), а також органічні та інші забруднення, використано метод електрокоагуляції для попереднього очищення перед відведенням на міські споруди [111]. В експериментальних умовах було досягнуто високої ефективності очищення стічних вод від ХСК - 91,6% при початковому 3244 мг/дм³, від хрому (III) - 96,4% при початковій концентрації 4252 мг/дм³.

При електрохімічному очищенні стічних вод масложирової промисловості від високодисперсних жирових емульгованих речовин найбільший ефект очищення було одержано при використанні електрокоагуляції з алюмінієвими електродами [127].



На підприємствах молочної промисловості при виробництві сиру утворюється молочна сироватка, при відведенні якої в стічні води різко зростає концентрація органічних забруднень у суміші, наприклад, концентрація лактози становить близько 40 г/дм^3 . При використанні для очищення цих стічних вод реагентних методів утворюється велика кількість осадів, тому було запропоновано використовувати електрокоагуляцію з анодом із заліза, при цьому також відбувається електрохімічна деструкція органічних речовин [128]. При оптимальній концентрації електроліту і напрузі на електродах 11,3 В лактоза видалялась повністю, ХСК - на 53,3% при експозиції 8 год.

Недоліком використання методу електрокоагуляції для очищення висококонцентрованих стічних вод підприємств легкої чи харчової промисловості є утворення в процесі очищення та необхідність обробки і утилізації значних об'ємів осадів, що містять велику кількість органічних речовин, в тому числі СПАР, а також токсичних продуктів деструкції органічних речовин, йонів металів, що потребують великих витрат коштів.

Дослідження методів електрокоагуляції-флотації та електрофлотації, проведені в Національному університеті водного господарства та природокористування (м. Рівне) в лабораторних, експериментально-виробничих та виробничих умовах при очищенні промислових стічних вод показали, що електричні параметри процесу, які для кожного виду стічних вод забезпечують максимальний ефект електрокоагуляції-флотації за прийнятних витрат електроенергії, та нормальні умови експлуатації подібних установок залежать від таких чинників: потенціалу розкладання та електропровідності стічних вод; матеріалу электродів; виду, властивостей і концентрації забруднень, що містяться в стічних водах; можливості пасивації электродів і утворення відкладень на них; активної реакції стічних вод (pH); можливості одержання певного об'єму електролітичного газу [21].

Витрату електроенергії для очищення стічних вод електрокоагуляцією-флотацією визначають напругою електролізу, яка буде тим меншою, чим нижче потенціал розкладання і чим більша електропровідність електроліту.

Вольт-амперні характеристики, побудовані, наприклад, для стічних вод шкіряного заводу і хутряної фабрики, показують, що потенціал розкладання для цих стічних вод становить 0,5-1,0 В, а електропровідність – $0,5 \cdot 10^{-2} \text{ см}^{-1}$. Це дозволяє здійснювати електроліз за доволі низької напруги – 2-5 В. Для підприємств, стічні води яких характеризуються меншою концентрацією розчинених солей, наприклад, фабрики штучних технічних шкір, м'ясокомбінату, молокозаводу, напруга електролізу зростає відповідно до 5-8 і 10-15 В [21].



Залежність між густиною струму і напругою можна виразити аналітичним шляхом (табл. 1.8) [21].

Витрата електроенергії визначає як кількість катіонів металу, що переходять у розчин, так і ступінь газонаповнення, а відтак і ефект флотації.

Напругу електролізу визначають в залежності від вольт-амперних характеристик електродної системи, побудованих для даного виду стічних вод, і від вибраного матеріалу електродів. Визначення можна здійснити графічно або аналітично за рівнянням регресії, В,

$$u = a \times i + b, \quad (1.1)$$

де a і b емпіричні коефіцієнти, які визначають в результаті математичної обробки даних вольт-амперних характеристик електродної системи.

Таблиця 1.8

Залежність між густиною струму і напругою на електродах при електрокоагуляції-флотації

Категорія стічних вод	Аналітичний вираз залежності, В
Загальний стік хутряної фабрики	$u = 1,33 \cdot i + 1,51$
Загальний стік шкіряного заводу	$u = 2,37 \cdot i + 0,74$
Загальний стік заводів штучної технічної шкіри	$u = 7,0 \cdot i + 0,1$
Загальний стік молокозаводів	$u = 1,66 \times i + 5,0$

Примітки: 1. Відстань між електродами - 2 см. 2. Матеріал електродів прийнято відповідно до даних табл. 1.9.

Наприклад, для загальних стічних вод шкіряного заводу визначено (див. табл. 1.8): $a = 2,37$, $b = 0,74$.

Для з'єднання електродів у камері використовують монополярну, біполярну та комбіновану схеми. Найбільш доцільно застосовувати комбіновану схему, яка складається з кількох блоків, з'єднаних моно- чи біполярно, і забезпечує зниження загального споживаного струму електрокоагуляційних установок і максимальне використання к.к.д. випрямних агрегатів.

В результаті експериментальних та виробничих досліджень технологій очищення стічних вод підприємств легкої та харчової промисловості з використанням методу електрокоагуляції-флотації одержано електричні параметри процесу, які рекомендовано при впровадженні технологій на виробництві (табл. 1.9) [21].

Найменші витрати електроенергії одержано при очищенні стічних вод фабрик технічної шкіри, найбільші – шкіряного заводу, що пояснюється



фізико-хімічними характеристиками і концентраціями забруднень, що містяться в цих стоках.

Таблиця 1.9

Електричні параметри процесу електрокоагуляції-флотації при очищенні виробничих стічних вод [21]

Показник	Шкіряні заводи	Хутряні фабрики	Фабрики технічної шкіри	М'ясо-комбіна-ти	Молоко-заводи
pH	8-10	8-10	6-7	8-9	6-8
Еквівалентна витрата струму, А·год/м ³	300-800	100-300	15-25	80-120	100-150
Витрата електроенергії, кВт·год/м ³	1,5-3,0	0,4-1,2	0,3-0,5	1,0-1,5	1,0-2,0
Густина струму, А/м ²	50-100	100-200	50-70	150-220	40-60
Напруга електролізу (монополярна схема), В	3-5	2-4	5-8	8-12	10-12
Витрата металу електродів, г/м ³ , і метал електродів	250-700 Ст. 0	100-200 Ст. 0	5-10 Алюміній	70-110 Ст. 0 - Ст. 3	40-70 Алюміній

1.2.3. Сучасні технології біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод

Біологічне очищення стічних вод - ефективний, економічний і екологічний процес видалення органічних забруднень за допомогою біоценозів мікроорганізмів активного мулу, біологічної плівки, анаеробного мулу та ін.

Значний вклад у розробку теоретичних і практичних засад в галузі біологічного очищення стічних вод внесли такі видатні вчені: Н. А. Базякіна, С. В. Яковлев, Ц. І. Роговська, П. І. Гвоздяк, Л. І. Глоба, Е. К. Голубовська, Ю. М. Ласков, І. В. Скірдов, В. М. Швецов, В. А. Вавілін, В. Б. Васильєв, Ю. В. Воронов, М. І. Куліков, І. М. Таварткіладзе та інші.

Проте проблема очищення стічних вод з високими концентраціями органічних забруднень і на сьогодні залишається не вирішеною. Це відноситься як до стічних вод підприємств харчової промисловості (молокозаводів, м'ясокомбінатів, солодових заводів та ін.), так і легкої промисловості (шкіряних заводів, хутряних, трикотажних, суконних фабрик), які містять великі концентрації не тільки легкоокиснюваних, а й важкоокиснюваних органічних речовин.

Висококонцентровані за органічною речовиною стічні води промислових підприємств не очищуються за допомогою традиційних біотехнологій (з аеротенками чи біофільтрами). Використання



багатоступеневих технологій, наприклад, технології з двоступеневими аеротенками, характеризується значними витратами електроенергії на аерацію (тривалість аерації понад 36 год [129], в одноступеневих схемах – 130 год.), рециркуляцію активного мулу, обробку та утилізацію значних об'ємів осадів, що утворюються при очищенні стічних вод, при тому, що очищена вода, як правило, не задовольняє вимог скиду у природні водойми, наприклад, за сполуками азоту і фосфору.

1.2.3.1. Використання анаеробного процесу для очищення висококонцентрованих за органічними речовинами стічних вод

В технологіях очищення висококонцентрованих стічних вод анаеробні процеси використовували і раніше (в септиках, двох'ярусних відстійниках, освітлювачах-перегнивачах, метантенках та інших спорудах), тоді як останнім часом до них звертаються усе частіше, застосовуючи нові типи біореакторів.

При використанні на першій стадії біологічного очищення анаеробного процесу замість аеробного із стічних вод видаляється значна кількість забруднень (до 85-95% [130]) при меншому прирості біомаси [131] – більш ніж у 10 разів порівняно з аеробним, досягається економія електроенергії, виробничих площ для розташування споруд та ін.

За результатами досліджень інститутів ВНИИ ВОДГЕО, НИИ КВОВ, МИСИ [129] для очищення висококонцентрованих стічних вод промислових підприємств (легкої, харчової галузей) запропоновано анаеробно-аеробну технологію з обробкою стічних вод на першому ступені – в метантенку, на другому – в аеротенку (в свою чергу, одному чи двох ступенях залежно від складу вихідних стічних вод і вимог до якості очищеної води: повне очищення до скиду у водойму чи попереднє – у міську каналізацію). Використання анаеробного процесу на перших етапах очищення висококонцентрованих стічних вод з ХСК до 20 г/дм^3 дозволяє більш глибоко очистити стічну воду в наступних аеротенках [132].

Проте, використання метантенків потребує довготривалого процесу обробки стічних вод – від 4,3 до 10 діб [129], значних енергетичних витрат на підігрів стічних вод і підтримування температурного режиму анаеробного процесу, перемішування та ін.

В ряді наукових робіт П. І. Гвоздяком із співавторами теоретично обгрунтовано необхідність та доцільність використання анаеробних процесів для ефективного очищення стічних вод, які містять токсичні речовини, про що свідчать результати впровадження анаеробно-аеробних технологій на очисних спорудах – висока якість очищеної води,



нешкідливість її щодо гідробіонтів водойм, малі енерговитрати на процеси очищення та утилізацію осадів [133-135].

Професор П. І. Гвоздяк запропонував нову концепцію «біоконвеєра» [133, 136, 137], суть якого полягає у залученні до очищення води максимального розмаїття гідробіонтів – від мікоплазм і бактерій до моллюсків і риб, а також вищих водних рослин [138, 139], і який колективом вчених Інституту колоїдної хімії та хімії води ім. А. В. Думанського НАН України було теоретично і експериментально досліджено та успішно запроваджено в нових способах [140, 141] та технологіях біологічного очищення стічних вод [134] при будівництві та реконструкції очисних споруд ряду об'єктів (Чернігівського ВО «Хімволокно»; Лідського ВО «Лакофарба», Білорусь; терміналу «Південний» нафтопроводу Одеса-Броди). Для очищення стічних вод було розроблено анаеробно-аеробну технологію [133, 136], установлено в спорудах волокнисті носії ВІА [136, 143, 144] і впроваджено прямоточну біотехнологію [145] відповідно до ідеї біоконвеєра, що дозволило одержати ефективні, прості в обслуговуванні, екологічно чисті, маловитратні споруди і зменшити їх об'єми та витрати на утилізацію надлишкового активного мулу.

В технологіях, запропонованих, наприклад, у Франції, для зменшення приросту активного мулу в аеротенках при очищенні промислових стічних вод з великим вмістом органічних речовин, використовують метод озонування, за допомогою якого відбувається деструкція мулу і зменшення його об'єму [146, 147]. Спосіб потребує значних енерго- та матеріаловитрат, відзначається складністю потрібного обладнання та його експлуатації.

Інший спосіб зменшення кількості активного мулу ґрунтується на використанні малоцетинкових черв'яків (олігохет), іммобілізованих на носії, при цьому об'єми синтезованої біомаси набагато менші, ніж утилізованої [148]. Утворений приріст черв'яків необхідно періодично видаляти і утилізувати, що потребує постійного контролю за процесом.

Анаеробний метод очищення стічних вод за кордоном в останні 10-15 років здобув значного поширення - анаеробні біореактори стали основною спорудою для очищення стічних вод з концентрацією ХСК понад 1000 мг/дм³ [149-153], а також для обробки осадів [154].

Для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод в світовій практиці за останні роки розроблено ряд нових технологій: з анаеробним процесом на першій стадії [133, 134, 152, 155, 156]; анаеробна багатоступенева з іммобілізованою мікрофлорою [134, 157]; SBR [158-162]; анаеробно-аноксидно-аеробна [133, 134, 163-169]; анаеробно-аеробно-аноксидна [170]; концентрування біомаси в біореакторах за



допомогою завислих і прикріплених мікроорганізмів [134, 143, 157, 163-166, 171-173] або мембран [167]; анаеробна з гранульованим мулом в UASB-реакторах та ін. [159, 174-177].

Анаеробний процес можна включити навіть в технологію біологічного очищення слабозабруднених міських стічних вод в якості попереднього очищення. В безкисневих умовах відбуваються процеси розкладення органічних речовин, відновлення сульфатів, денітрифікація, анамокс-процес та ін.

Наприклад, анаеробний процес здійснено на першій стадії біологічного очищення стічних вод в м. Люблін (Польща) на реконструйованих міських очисних спорудах з влаштуванням анаеробних біореакторів. На другій стадії залишено аеробні біореактори. Це дозволило здійснити більш глибоке видалення із стічних вод органічних речовин, сполук азоту і фосфору з доведенням їх концентрацій в очищеній воді до вимог скиду у водойму.

При використанні для біологічного очищення міських стічних вод анаеробного реактора із завантаженням для іммобілізації біоплівки з анаеробним біоценозом на першій стадії за температури 25-35°C і тривалості 5,5-8,6 год. було досягнуто зниження ХСК в середньому – 52%, а завислих речовин – 57% [155]. Для висхідного руху стічних вод в реакторі необхідно було забезпечити рециркуляцію води за допомогою насоса.

В двоступеневих схемах очищення міських стічних вод після анаеробного ступеня на стадії гідролізу з часом перебування 2,8-5,7 год. при температурі 14-21°C запропоновано на другому ступені реактор UASB з часом перебування 6,5-13,9 год. [178]. Видалення завислих речовин, ХСК і БСК – в межах 76-89, 49-65 і 50-77%, відповідно. Конверсія органічної речовини за ХСК в метан становила 36,1%. При збільшенні величини ХСК на вході понад 250 мг/дм³ якість очищеної води покращується.

В запропонованій технології з анаеробними ступеневими реакторами з іммобілізованою мікрофлорою, влаштованими у прямокутній ємності, розділеній вертикальними перегородками на секції з перетоком води між ними, при вихідній величині ХСК стічної води 600 мг/дм³ видалення становило 91% [157]. Виявлено стійкість процесу до шоків навантажень і температури. Проте, не було досліджено очищення стічних вод з більшими концентраціями органічних забруднень для широкого використання технології.

Дослідження біоценозу іммобілізованої біоплівки анаеробного реактора показали, що в плівці превалують два сімейства *Methanothrix* на поверхні і *Methanosarcina* в нижніх шарах плівки [179]. Також було знайдено цисти, які містили сарцини, щільно упаковані до 20 мкм



діаметром і не щільно упаковані до 70 мкм діаметром, які містили коки розміром до 2 мкм. Мікробіологічні популяції плівки були оточені екзополісахаридним матриксом, найбільш щільним у шарах, які примикають до носія.

Очищення висококонцентрованих стічних вод підприємств харчової промисловості (молокозаводів, м'ясокомбінатів, боень, цукрових, спиртових, дріжджових, консервних, виноробних заводів, броварень та інших) анаеробним методом [152, 156, 163, 169, 173, 180-182] використовують на практиці порівняно недавно.

Стічні води виробництва винного спирту з високими концентраціями ХСК – 110000-190000 мг/дм³, БСК – 50000-60000 мг/дм³ з частиною забруднень з низькою здатністю до біорозкладення очищали анаеробним методом в споруді робочою ємністю 3 дм³ з іммобілізованою біомасою, в якості завантаження було використано деревне вугілля, шкаралупу кокосових горіхів та нейлонові волокна [149]. Найкращим виявився останній варіант завантаження, час перебування 8 діб, навантаження 23,25 кг ХСК/(м³·доба), видалення ХСК становило 64%, продукція біогазу – 7,2 м³/(м³·доба).

При виробництві пива утворюються значні об'єми концентрованих стічних вод з показниками: ХСК 3000-4000 мг/дм³ (граничне значення за даними [156] сягало 24000 мг/дм³), БСК₅ – 1700-2400 мг/дм³, загального азоту – 30-100 мг/дм³, загального фосфору 10-30 мг/дм³, температури 25-35°C, для обробки яких на першому ступені застосовано анаеробні реактори [152, 156], а для наступного розділення фаз використано флотацію і мембранне фільтрування.

Висока забрудненість стічних вод від місць забою худоби завислими речовинами, протеїнами, жирами приводить до необхідності застосування обробки їх за двоступеневою схемою: перший ступінь – анаеробний реактор в фазі гідролізу, другий ступінь – анаеробний біофільтр з висхідним потоком [183]. При обробці в мезофільних умовах середнє видалення ХСК – 70-72%, в термофільних – 80-90%.

Одним із недоліків роботи метантенків при очищенні стічних вод є мала концентрація анаеробного мулу (для дріжджових заводів 5-20 г/дм³, для м'ясокомбінатів 12-15 г/дм³ [131]), що призводить до зменшення продуктивності метантенка (для дріжджових заводів навантаження 1,5-2,5 кг БСК_{повн}/(м³·добу), для м'ясокомбінатів – 2,4 кг БСК₅/(м³·добу) [131]) і ефективності його роботи.

З метою збільшення концентрації біомаси мікроорганізмів, які беруть участь у процесі анаеробного зброджування, і підтримування постійної концентрації мулу здійснюють рециркуляцію анаеробного мулу [182, 184], що збільшує експлуатаційні витрати.



Проте використання анаеробного процесу для очищення висококонцентрованих стічних вод самостійно (без сполучення з аеробною стадією) недостатньо ефективно, адже ступінь очищення за БСК невисока (в більшості випадків становить 60-75%), не досягається необхідний ступінь очищення від сполук азоту і фосфору [182], потрібна велика тривалість (наприклад, 20-44 год. при використанні UASB-реактора для очищення стічних вод виробництва молочних продуктів [185]).

Отже, анаеробний процес можна застосувати для попередньої обробки стічних вод, які містять великі концентрації органічних забруднень, для видалення більшої кількості органічних речовин із меншим приростом біомаси, а наступне – глибоке очищення води проводити в аеробних умовах.

Для очищення стічних вод виробництва харчових продуктів з показниками, мг/дм³: ХСК – 5000, БСК₅ – 2000, завислі речовини – 200, і *pH* – 5-7, було використано послідовно три реактори: анаеробний типу UASB, аеробний і біофільтр [163]. Концентрації забруднень в очищеній воді, мг/дм³: завислих речовин – менше 70, ХСК – менше 100, БСК₅ – менше 30, азоту амонійного – менше 15 мг/дм³. Проте біотехнологія відзначається значними витратами енергії на рециркуляцію активного мулу і води, на обробку осадів і мулу.

Багатоступеневу схему біологічного очищення стічних вод від органічних речовин, сполук азоту і фосфору було реалізовано і досліджено в пілотній установці, яка включала ступені: аеробну, анаеробну, аноксидну та ін. [164]. В схемі передбачено контури рециркуляції, паралельну подачу стічних вод, пульсуючу подачу повітря та ін., що збільшує витрати на обладнання та експлуатацію очисних споруд. Тривалість обробки - 9 год., видалення ХСК – 89%, БСК – 95%, загального азоту і фосфору – 90 і 67%, відповідно.

Стічні води виробництва картопляного крохмалю, які містять високі концентрації органічних сполук, завислих речовин та ін., очищали в реакторі, в якому було реалізовано анаеробно-аеробний процес при розділенні ємності на секції [166]: анаеробні з мішалками та аеробні, в яких встановлено пневмоаератори. Секції заповнено пористими фрагментами з відходів коксування вугілля для іммобілізації мікроорганізмів. Видалення ХСК, амонійного азоту, %, і залишкові їх концентрації, мг/дм³, відповідно становили 98,7; 82,3 і менше 200; 1,77. Для підтвердження одержаних результатів і розробки технології потрібно проведення виробничих досліджень.

Анаеробно-аеробні процеси можна застосовувати для очищення стічних вод легкої промисловості, наприклад, виробництва текстилю, від барвників [165, 168].



Дослідження анаеробно-аеробного процесу очищення стічних вод від фарбування текстилю, які містили азобарвники, було проведено в реакторній колонці діаметром 6 і висотою 100 см, нижня частина якої - анаеробний UASB-реактор, верхня - аеробний реактор, який заповнено завантаженням з іммобілізованою біомасою [165]. Модельні стічні води включали крохмаль - 1500 мг/дм^3 , карбоксиметилцелюлозу, оцтову кислоту та ін., ХСК – 4214 мг/дм^3 , концентрація барвників - 250 мг/дм^3 . Зниження ХСК перевищувало 96%, забарвленості - 91%. Остаточо вибір технології можна зробити на підставі виробничих досліджень на реальній стічній воді.

Досліджено можливість очищення текстильних стічних вод, які містили азобарвник оранжевий кислий, органічні сполуки і біогенні елементи, в заглибленому ґрунтовому фільтрі (ветланді), який представляв собою анаеробно-аеробну систему, з висхідним потоком і влаштуванням на певній висоті пневмоаератора [168]. Забарвленість стічної води зменшувалась на 96%. Найбільша швидкість деструкції азобарвника спостерігалась в анаеробній секції, ХСК і амонійний азот видалались на 86 і 96%, відповідно, в аеробній зоні, ефективність видалення загального азоту і загального фосфору 60-67% і 26-37%, відповідно, для всього фільтра. Ефективність видалення ХСК і азоту амонійного зменшувалась при відключенні аерації. Для реалізації запропонованої технології потрібні великі площі землі, а також проведення досліджень на реальних стічних водах, які містять комплекс барвників різних видів.

В останні десятиріччя в області анаеробного метанового процесу було зроблено відкриття, досліджено і практично освоєно явище гранулювання анаеробного мулу [185, 186], що дозволило значно активізувати анаеробний процес: збільшити концентрацію анаеробного мулу до 40 г/дм^3 , збільшити навантаження до $50-70 \text{ кг/(м}^3 \cdot \text{добу)}$, в результаті чого зменшити тривалість перебування стічної води в реакторі до 6-14 год. Цей метод доцільно використовувати при концентрації органічних речовин у стічних водах за БСК_{повн} понад 2000 мг/дм^3 .

В анаеробному біореакторі при висхідному русі стічної води за рахунок флокулюючих властивостей метаногенів мул утворює гранули, які знаходяться у завислому стані, мають високу концентрацію метанових бактерій, формують шар, при проходженні через який здійснюється швидке і глибоке зброджування органічних речовин [184-188].

Використовуючи відкритий ним ефект, G. Lettinga [185] запропонував нову конструкцію реактора з висхідним потоком стічної води через шар анаеробного мулу, в якому утворення гранул та їх утримування відбуваються за допомогою спеціального газомулорозділювального пристрою, розташованого у верхній частині споруди. Характерною



особливістю конструкції є наявність щільного шару мулу внизу реактора і зони з розрідженими концентраціями біомаси.

Утворення гранульованої біомаси, що здійснюється в UASB і в інших реакторах із зависло-седиментуючою біомасою (гібридному, ABR, AF, AFB), є унікальним феноменом самоорганізації метаногенного мікробного біоценозу. Голандський дослідник Пол Халсхоф дійшов висновку, що, оскільки в біореактор спеціально не вносять завантаження, то центрами для формування гранул служать мікрочастинки завислих інертних органічних і неорганічних речовин, а також дрібні бактеріальні агрегати, що добре осідають. Головною перевагою гранул є досить висока щільність і здатність до седиментації.

При обробці стічних вод молокозаводів одержано крупні і рихлі сферичні гранули, що містять різні типи мікроорганізмів, основу складають метаногени, насамперед роду *Methanosaeta*, які утворюють щільні хмизо- і клубкоподібні структури, прикріплені до інертних частинок.

Гранульований активний мул має вид кульок діаметром 1-4 мм з високою щільністю (звичайний – більш рихлий, пластівцеподібний), осідає із швидкістю до 70 м/год (звичайний мул – до 10 м/год), що спрощує експлуатацію вторинних відстійників [176]. Механізм утворення гранульованого активного мулу на сьогодні не з'ясовано. Такий мул спостерігали тільки в анаеробних реакторах - UASB і в аеробних періодичної дії - SBR. Вміст біомаси гранульованого активного мулу за сухою речовиною досягає 40 г/дм³, проте і винос завислих речовин підвищений – до 100 мг/дм³.

UASB-реактори з висхідним потоком води через шар гранул анаеробного мулу використовують для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод та обробки осадів [174, 175, 185]. Реактор має зони зброджування, газовідокремлення і відстоювання стічної води. В зоні зброджування знаходиться шар гранул анаеробного мулу, який підтримують в завислому стані потоками біогазу і стічної води, яку подають в нижню частину реактора. При висхідному її русі через шар мулу відбувається розкладення органічних речовин за допомогою мікроорганізмів з утворенням біогазу.

Висхідний потік трифазної суміші (біогаз-рідина-мул) розділяється в зоні газовідокремлення, розташованій у верхній частині реактора. Біогаз відводять на утилізацію, відокремлений мул осідає, а очищену воду самотпливом відводять з біореактора.

Реактори з висхідним потоком рідини через шар анаеробного мулу: UASB і більш швидкісний EGSB – високопродуктивні, відповідно: 10-25 і 30-40 кг ХСК/(м³·добу). Це забезпечує час обробки висококонцентрованих



стічних вод не більше 24 год., тоді як час обробки осадів в традиційних метантенках в мезофільних умовах становить не менше 10 діб, в термофільних – не менше 5 діб.

При анаеробній обробці висококонцентрованих стічних вод дріжджового виробництва в лабораторному UASB-реакторі було одержано ефективність видалення ХСК 60-70% при тривалості перебування в реакторі 2 доби [навантаження за органічною речовиною становило 10 г ХСК/(дм³/добу)], мезофільні умови (температура 35°C) [189]. За час експерименту (приблизно 70 днів) кількість анаеробного мулу зросла вдвічі.

Для очищення стічних вод текстильного виробництва було використано анаеробний процес в реакторі UASB [177]. Ефективність видалення ХСК і забарвленості досягала 90 і 92%, відповідно. Барвники видалялись шляхом біодеструкції мікроорганізмами активного мулу.

Анаеробні реактори вже експлуатують в західних країнах. Так, в ФРН, за даними проведеного обліку діючих анаеробних реакторів, призначених для очищення промислових стічних вод, було обстежено 205 систем [186]. Із них в основному це реактори UASB, в більшості випадків їх використано для очищення стічних вод виробництв паперу, пива і цукру. Крім того, багато анаеробних реакторів облаштовано носіями іммобілізованих мікроорганізмів.

Недоліками експлуатації UASB-реакторів є проблеми формування гранульованої біомаси у вигляді шару рівномірної висоти і значне винесення біомаси із споруди. Для запобігання останнього можна використати рециркуляцію, але при цьому збільшуються експлуатаційні витрати [174].

В технологіях очищення стічних вод використовують анаеробні реактори фірми «BIOTIM», Бельгія, і «Envigo-Chemie GmbH», Німеччина. В цих реакторах формуються шари гранульованого і завислого анаеробного мулу. Реактор BIOTIM працює при значеннях висхідної швидкості потоку 1 м/год, що достатньо для забезпечення перемішування і хорошого контакту води з анаеробним мулом. Окиснювальна потужність за ХСК залежно від глибини очищення стічних вод (від 50 до 85% за ХСК) змінюється в широких межах – від 5 до 35 кг ХСК/(м³·добу) [для порівняння, у високонавантажуваних аеротенках не більше 1,5-2 кг ХСК/(м³·добу)]. Приріст активного мулу за сухою речовиною не перевищував 0,04-0,05 кг/кг ХСК, що в 10-12 разів менше, ніж в аеробних процесах очищення стічних вод.

Недоліком цих споруд є потреба в подальшому проясненні стічних вод. З цією метою реактор обладнано тонкошаровими модулями, що вимагають обслуговування та ускладнюють гідродинамічний режим роботи споруди.



Використання біофільтрів з пластмасовими структурованими завантаженнями на другому ступені дало невеликі ефекти очищення за ХСК - 50-60% при навантаженні 3,7-4,5 кг ХСК/(м³·добу).

Сьогодні розроблено багато конструкцій анаеробних реакторів, які класифікують на основі типу макроструктур анаеробної біомаси (мулу), що утворюється в них. За цим принципом всі конструкції ділять на реактори із зависло-седиментаційною біомасою (мулом) і прикріпленою біомасою (біоплівкою). До першого типу відносять анаеробні лагуни, реактори: контактний, UASB, EGSB, перегородчатий – ABR (Anaerobic Baffled reactor). Другий тип – біофільтри з висхідним потоком рідини AF (Anaerobic Filter), з низхідним потоком DSFF (Downflow Stationary Fixed Film reactor), реактор з псевдозрідженим шаром носія біоплівки AFB (Anaerobic Fluidized Bed reactor), обертальний біоконтактор, гібридний реактор, що поєднує в собі конструкції двох реакторів (наприклад, AF і UASB).

1.2.3.2. Використання іммобілізованих мікроорганізмів в біологічних очисних спорудах

Одним із шляхів інтенсифікації роботи споруд біологічного очищення стічних вод є збільшення в об'ємі споруди концентрації біомаси мікроорганізмів – очисників стічної води [24, 129, 132]. З цією метою в біотехнологіях очищення стічних вод все ширше використовують іммобілізовані, прикріплені до різних носіїв мікроорганізми.

Гвоздяком П. І., Глобою Л. І. [134], Куліковим М. І. [171] теоретично обгрунтовано ефективність використання в біотехнологіях очищення промислових і господарсько-фекальних стічних вод іммобілізованих мікроорганізмів, що підтверджена результатами досліджень і роботи очисних споруд, реконструйованих або заново побудованих за розробленими біотехнологіями [133, 134, 143, 172].

Для іммобілізації мікроорганізмів використовують інертні носії, якими заповнюють об'єм біореактора, утворюючи таким чином високорозвинену поверхню для прикріплення і утримування біомаси мікроорганізмів.

До переваг використання іммобілізованих мікроорганізмів в технологіях біологічного очищення стічних вод слід віднести такі:

- можливість підтримувати високу концентрацію активної біомаси в об'ємі споруд і тим забезпечувати високі швидкості окиснення та, відповідно, високу окисну потужність без додаткових навантажень на вторинні відстійники;



- значне підвищення життєздатності та метаболічної активності мікроорганізмів за рахунок специфічних видів, пристосованих до умов прикріпленого існування;
- створення можливості спрямованого розширення спектру забруднень, що розкладаються іммобілізованими мікроорганізмами-деструкторами;
- ефективне використання розділеного у просторі трофічного ланцюга гідробіонтів;
- виключення необхідності рециркуляції біомаси для підтримання потрібної концентрації в реакторі, що знижує енергетичні витрати;
- стабільність роботи споруд біологічного очищення, їх стійкість до залпових надходжень концентрацій забруднень і витрат стічних вод, впливу температури і токсикантів;
- можливість ефективного перебігу в одному об'ємі як процесів біодеструкції органічних забруднень (в тому числі і важкоокиснюваних), так і процесів нітри-денітрифікації і біологічного видалення сполук фосфору, що обумовлено високою концентрацією біомаси, великим періодом генерації і різними кисневими умовами в товщі прикріпленої біомаси;
- покращення седиментації мулу, відсутність явища спухання;
- зменшення витрат на подальшу обробку винесеної біомаси, яка має меншу кількість, кращу вологовіддачу, меншу вологість і більшу мінеральну частку, ніж в традиційних технологіях.

В літературі представлено велике розмаїття носіїв у вигляді пластин [190, 191], просторових решіток, сіток [192] з комірками у формі квадрату, прямокутника, кола, овалу, три-, шести- і восьмикутника [193], йоржів [171, 172], циліндричних [194], кубічних [195] та гвинтових [196] полімерних елементів, волокон, тканин з природних і штучних матеріалів, гранул цеолітів (клиноптілоліт, морденіт, хабазит, філліпсит) [197], вулканічних шлаків, пінополіуретану [198], полімерних волокон, ниток [142], тканин і нетканих матеріалів з капрону – ВІА [136], поліетилену, лавсану [2, 199], поліпропілену [200], поліамідних волокон [201], скловолкна [141], кубиків зі спіненого поліефіру [41] та інших.

В біореакторах роторного типу носії представляють собою установлені на валу у великій кількості диски з пористою поверхнею, на якій фіксується мікробіота [202]. Вал ротора знаходиться над поверхнею стічної води в реакторі, при обертанні дисків їх поверхня аерується.

Потрібно відмітити, що відомості про використання носіїв іммобілізованих мікроорганізмів і вплив на процеси біологічного очищення стічних вод в анаеробних та аноксидних зонах недостатньо висвітлено в літературі.



При вдалому виборі носія для іммобілізації мікроорганізмів з урахуванням конкретних умов процесу мікробної трансформації органічних речовин, які містяться у стічних водах, він може активно впливати на оточуюче середовище, стимулювати мікробний метаболізм, захищати клітини від дії несприятливих факторів і сприяти довготривалому збереженню їх біохімічної активності [2].

При використанні цеолітів як носіїв іммобілізованої біомаси в технології SBR для запобігання виносу гранули насипали в спеціальний еластичний перфорований контейнер, установлений над пневмоаератором [197]. Було забезпечено можливість одночасної реалізації нітриденітрифікації, стічні води на виході мали БСК₅ - 3-12,3 мг/дм³, містили фосфатів - 0,5-2,4 мг/дм³ при ефективному видаленні азоту.

Порівняння носіїв іммобілізованої біомаси, які використовували в процесах нітрифікації: поліетилену, глинистих мінералів і вулканічних шлаків, показало, що ці матеріали не забезпечують надійного зчеплення біомаси з носієм [203]. Установлено, що кращим носієм є спінений поліуретан, який у вигляді грануляту використано в колонії з псевдозрідженим шаром. В цій системі при навантаженні за загальним азотом 0,25 кг/(м³·доба) ефективність видалення амонійного азоту перевищила 80%. Для розробки технології необхідно виконання виробничих досліджень на реальному об'єкті.

Дослідження впливу кількості іммобілізованої мікробіоти на швидкість утилізації субстрату в реакторі з псевдозрідженим шаром завантаження із кубічних фрагментів (зі стороною 5 мм) зі спіненого полієфіру для фіксації біоплівки було здійснено при часі перебування 2-5 год., величині ХСК на вході 400-1000 мг/дм³, подачі повітря 2 дм³/хв. [195]. Максимальна кількість іммобілізованої біомаси становила понад 0,8 кг/кг завантаження, при цьому видалення 84% ХСК при навантаженні за ХСК 5,5 кг/(м³·доба) відбувалось при часі перебування 5 год і вихідному ХСК стічної води 1000 мг/дм³.

Використання іммобілізованих мікроорганізмів дозволяє видаляти із стічних вод специфічні забруднення, наприклад, барвники зі стічних вод текстильних підприємств [204, 205]. Запропоновано використання в якості носіїв фрагментів з бурого вугілля 2-6 мм, на поверхні яких іммобілізується культура грибів або інших організмів, здатних утилізувати – деструктурувати барвники [204]. При дозі носія 500-750 г/дм³ стічних вод і часі контакту 30 хв ефективність знебарвлення сягає 90%. Інші дослідники [205] використали культури *Mucorales fungi* для сорбції барвників і одержали знебарвлення текстильних стічних вод на 94%, а зниження ХСК на 58%. Проте використання чистих культур для очищення



реальних стічних водах проблематичне і викликає труднощі при експлуатації очисних споруд.

П.І. Гвоздяк теоретично обґрунтував і практично довів доцільність та ефективність використання в біотехнологіях очищення стічних вод волокнистих носіїв з синтетичних (капронових) волокон типу «ВІЯ», «ДІЯ», «НАДІЯ» для іммобілізації гідробіонтів в очисних спорудах [2, 134, 136, 144, 206]. Серед відомих носіїв вони мають найбільшу поверхню, що досягає 5000 м^2 в 1 м^3 об'єму очисної споруди.

До переваг носіїв ВІЯ порівняно із іншими носіями можна віднести:

- створення найкращих умов для утримування активного мулу в системі для збільшення концентрації та віку мулу, що має особливо важливе значення для мулів, мікроорганізми яких мають малий період генерації, наприклад, нітрифікатори або анамокс-бактерії;
- збільшення стабільності роботи біореактора при низькій концентрації органічних речовин і схильності активного мулу до спухання;
- відсутність явища спухання, зменшення об'ємів осадів, покращення їх седиментаційних властивостей, збільшення мінеральної частки;
- збільшення концентрації активної біомаси призводить до прискорення процесів біологічного очищення стічних вод, збільшення окисної потужності споруд та зменшення їх об'ємів (наприклад, аеротенка на 20-30%);
- створення всередині біологічної плівки умов для перебігу процесу денітрифікації, анамокс-процесу;
- велику поверхню адсорбції мікроорганізмів, а також малий гідралічний опір потоку рідини, нерозчинність у воді, високу міцність, стійкість до мікробної деструкції, нешкідливість для організмів, малу вартість.

Чи не найважливішим показником носія є питома поверхня для іммобілізації мікроорганізмів, адже цим показником визначається кількість активної іммобілізованої біомаси. Чим він більший, тим інтенсивніше йтимуть процеси вилучення із води забруднень, їх розкладення до утворення мінеральних речовин і газів і, як результат, - очищення води.

Для волокна носія ВІЯ питома поверхня становить $180 \text{ м}^2/\text{г}$ (для інших волокон цей показник значно менший - $26,1 \text{ м}^2/\text{г}$, табл. 1.10).

Дослідження показали, що на волокнах ВІЯ іммобілізуються епібіонти: черепашкові амеби, коловертки, нематоди, які відіграють значну роль у створенні біоконвеєра. А в товщі носія зареєстровано гідробіонтів –



індикаторів високого ступеня чистоти води з індексами сапробності 0,8-2,5 (від β – мезосапробної до олігосапробної) [2].

Таблиця 1.10

Порівняльна характеристика матеріалів-носіїв іммобілізованих мікроорганізмів

Показник	Капронова джгутова нитка - ВІЯ	Поліпропіленова нитка [199]	Поліетиленова нитка [199]	Пластмасова муфта	Йоржі зі скловолокна	Спінений полістирол [133]
D – діаметр, мм, H – висота, мм	$D = 0,5-3,0$	$D = 0,4$	$D = 0,4$	$D = 42,$ $H = 50$	-	$D > 3$
Питома поверхня, м ² /г	180	26,1	26,1	-	-	-
Питома активна поверхня, м ² /м ³	5000	-	-	0-250	1000-10000	900
Питома маса носія, кг/м ³	0,22	-	-	-	-	35
Концентрація біомаси за сухою речовиною, г/г	3,1-3,8	-	-	-	3,65-3,4	-
Те ж, кг/м ³	24-30	-	-	26	15-30	-
Марка	-	-	-	-	-	ПСВ, ПСВ-с

1.2.3.3. Сучасні біотехнології очищення стічних вод від сполук азоту

Скид у водойми стічних вод, що містять сполуки амонію, призводить до зменшення кількості розчиненого кисню, який витратиться на окиснення йонів амонію; до отруєння риби; до забруднення ґрунтових вод; до посилення процесів «цвітіння» і заростання (евтрофікації) водойм.

Стічні води, що утворюються на більшості підприємств харчової промисловості, містять високі концентрації сполук азоту у вигляді високомолекулярних речовин – білків і продуктів їх розпаду: амінокислот, аміаку, солей амонію.

Наприклад, концентрація азоту загального в стічних водах молокозаводів може досягати 60-100 мг/дм³ [182], азоту амонійного – 15-50 мг/дм³.

Видалення із стічних вод сполук азоту в традиційних технологіях здійснюють за допомогою процесів нітрифікації та денітрифікації, як правило, в аеротенках [129].



В активному мулі діяльність нітрифікаторів гальмується наявністю органічних речовин і гетеротрофними мікроорганізмами, які інтенсивно споживають кисень в процесі окиснення органічних речовин. При зменшенні концентрації органічних речовин і появи в реакційному об'ємі розчиненого кисню починаються процеси нітрифікації – окиснення амонійного азоту до нітриту і нітриту до нітрату за участю бактерій-нітрифікаторів.

Процес денітрифікації – перетворення нітрату та інших окиснених форм в молекулярний азот під дією різних хемоорганотрофних і фототрофних бактерій в анаеробних умовах. В традиційних процесах біологічного очищення стічних вод денітрифікацію частіше всього розглядають у зв'язку з нітрифікацією, яка передує їй.

При денітрифікації окисником органічної речовини виступає нітрат. Таким чином, для ефективного перетворення нітрату в молекулярний азот потрібні не тільки анаеробні умови, але й донор електронів, наприклад, метанол, етанол, ацетат або пропіонат.

Так, при очищенні стічних вод, які містять азот і фосфор, в реакторі SBR при денітрифікації було використано етанол, який має меншу вартість, аніж ацетат або пропіонат [158]. Залишкові концентрації загального азоту і ортофосфатів по фосфору в очищеній стічній воді становили, відповідно, 3 мг/дм³ (ефективність видалення 96%) і 0,05 мг/дм³ (ефективність видалення фосфору 99,9%).

Запропоновано використання в якості зовнішніх джерел вуглецю, замість токсичного та легкозаймистого метанолу, через що він є небезпечним, оцтової кислоти, відходів виробництва цукру, а також гліцеролу, який використовують в харчовій промисловості і який має невисоку вартість; його виробництво в країнах Європи становить близько 600000 т на рік [207].

При використанні як зовнішнього джерела вуглецю етанолу, ацетату і суміші, яка включала етанол, екстракт казеїну і м'ясний екстракт, було встановлено, що використання того чи іншого реагенту впливає на кількість утвореного в процесі денітрифікації N_2O [208]. В дослідженнях з ацетатом спостерігали найбільшу швидкість утворення N_2O , що поруч із CO_2 і CH_4 є стимулятором парникового ефекту.

В якості донора електронів при денітрифікації запропоновано використання водню, який під тиском подають в денітрифікатор через половолоконні мембрани, непроникні для рідини [209]. Поверхня мембран обростає денітрифікуючим біоценозом. Стічні води містять необхідні для процесу денітрифікації нітрати, утворені в першому біореакторі – нітрифікаторі з подібною до денітрифікатора конструкцією, але з подачею O_2 і обростанням поверхні мембран нітрифікуючою біоплівкою.



При проведенні процесів нітри- і денітрифікації важливим показником є вік мулу, від якого залежить швидкість росту мікроорганізмів. Найменша швидкість росту характерна для нітрифікуючих бактерій, отже вік мулу потрібно визначати за нею, щоб запобігти зменшенню чисельності і втрат цих бактерій.

Недоліками традиційної біотехнології нітрифікації-денітрифікації є високі енерговитрати на проведення нітрифікації (на аерування); витрати на потрібний для денітрифікації реагент – органічну речовину, яка легко біологічно розкладається; високі енерговитрати на рециркуляцію для підтримування сталої концентрації біомаси в спорудах.

Для видалення із стічних вод сполук азоту і фосфору в 1986 році у ВНИИ ВОДГЕО [210] було запропоновано спосіб біологічного очищення, що включає обробку стічних вод послідовно в анаеробній, безкисневій (аноксидній) і аеробній зонах з рециркуляцією мулової суміші з аеробної зони в безкисневу, відокремлення активного мулу від очищеної води і подачу його в анаеробну зону. В цій зоні активний мул в умовах повного анаеробіозу і зміни ферментативної рівноваги в клітинах бактерій виділяє фосфор. В безкисневій зоні відбувається денітрифікація, а в аеробній – нітрифікація і два послідовних процеси: акумуляція фосфору (внаслідок зворотного зміщення ферментативної рівноваги) на початку аеробної стадії і виділення фосфору бактеріальними клітинами в подальшому процесі аерації. Щоб не допустити перебігу другого процесу, надлишковий активний мул видаляють із аеробної зони після 1/5-1/3 періоду аеробної обробки. Якщо цього не здійснити, то концентрація фосфору збільшується в очищеній воді в 2-4 рази внаслідок виділення фосфору клітинами.

Серед сучасних зарубіжних біотехнологій очищення промислових і побутових стічних вод від сполук азоту і фосфору можна відзначити такі: A²/O, Phoredox, JNB (Johannesburg), Bardenpho та інші. В перерахованих технологіях передбачено нітратний рецикл з виходу із аеротенка в аноксидну зону (рис. 1.1). За рахунок цього при використанні технологій для очищення міських стічних вод із забезпеченням на виході з аеротенка концентрації розчиненого кисню 4-6 мг/дм³ в аноксидну зону надходить додаткова кількість розчиненого кисню, який буде окиснювати органічну речовину (за БСК), що призведе до падіння ефективності видалення амонійного азоту в процесі денітрифікації, адже відомо, що для надійного видалення азоту співвідношення БСК₅:N_{зар} повинно становити не менше 3 [211].

В зв'язку із цим переваги має технологія Bardenpho (рис. 1.1), яку доповнюють другою аноксидною зоною, яка суттєво збільшує загальний об'єм аеротенка через повільну денітрифікацію із швидкістю в 5 разів меншою, ніж в першій аноксидній зоні. Щоб уникнути втрат органічної



речовини (за БСК), схему Bardenpho доповнюють деоксидною зоною, а також вводять зону попередньої денітрифікації для захисту анаеробної зони від надходження нітратів з потоком зворотного мулу. В цьому випадку значно зростає загальний об'єм аеротенка при періоді аерації 10-15 год [212].

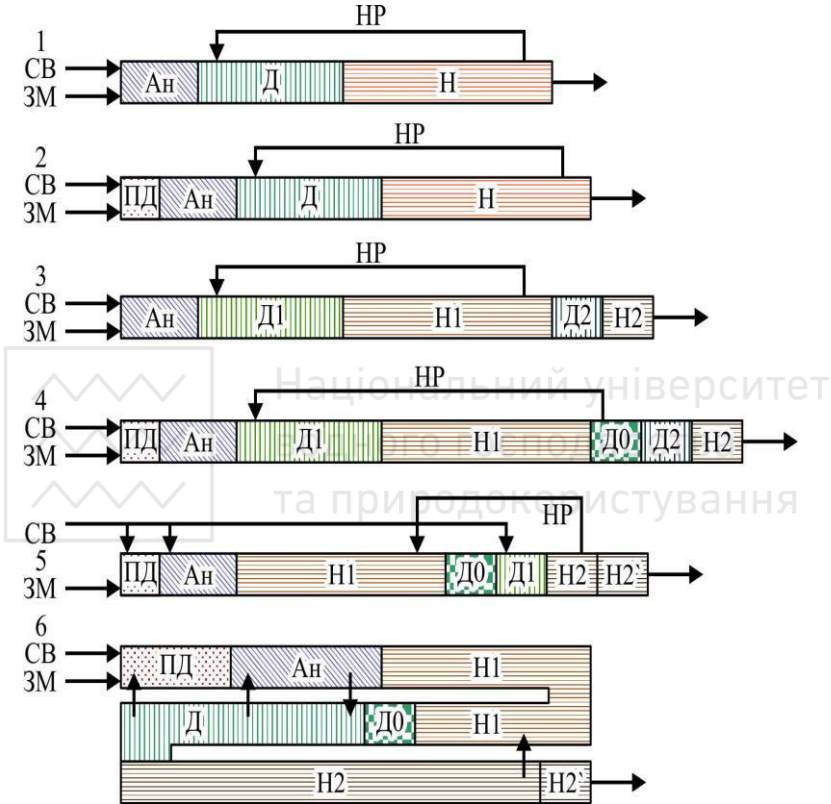


Рис. 1.1. Схеми біотехнологій очищення стічних вод від азоту і фосфору:

- 1 – Phoredox, A^2/O (з додатковим секціонуванням зон);
 - 2 – JNB (Johannesburg);
 - 3 – Bardenpho;
 - 4 – Bardenpho (із зонами ПД і Д0);
 - 5 – KREAL (Росія);
 - 6 – KREAL (для трикоридорного аеротенка);
- СВ – стічні води; ЗМ – зворотний мул;
НР – нітратний рецикл; Ан – анаеробна зона; Д – зона денітрифікації (аноксидна); ПД – зона попередньої денітрифікації (аноксидна); Н – зона нітрифікації (аеробна); Д0 – деоксидна зона



Для усунення недоліків, по'язаних із необхідністю влаштування нітратного рециклу, запропоновано біотехнологію KREAL [212], яку впроваджено в аеротенках Центральної станції аерації м. Санкт-Петербург (Росія). В цій технології (див. рис. 1.1) скорочено нітратний рецикл в 2-3 рази за рахунок введення аеробної зони, розміщеної між анаеробною та аноксидною зонами аеротенка, здійснено його не в аноксидну, а в аеробну зону за допомогою ерліфта, а для зменшення об'єму аеротенка в аноксидній і анаеробній зонах влаштовано площинне завантаження. Період аерації в аеротенку для досягнення необхідного ступеня очищення за азотом становив 5-6 год. Проте не було досягнуто необхідного нормативу за фосфором (фосфор загальний – 0,5 мг/дм³, фосфати - 0,1 мг/дм³), і після біологічного очищення стічних вод було використано реагентне осадження частини фосфатів.

З метою зменшення витрат на реагенти в технологіях нітри-денітрифікації на першому – аноксидному (анаеробному/аноксидному – в гібридному реакторі) ступені очищення використовують денітрифікатор, де стічна вода містить органічні речовини – джерело вуглецю, а наступні ступені – нітрифікатори, в яких влаштовують пневмоаератори [159, 213-220].

В ФРН було здійснено модернізацію міських очисних споруд (експлуатуються з 1967 року, еквівалентна розрахункова потужність 187000 чол.), в склад яких входили аеротенк з вторинним відстійником і біофільтр з третинним відстійником, із включенням на першому ступені денітрифікатора [219].

В місті Люблін (Польща) в 2010 році проведено реконструкцію міських очисних споруд продуктивністю 50000 м³/добу з влаштуванням на першому ступені біологічного очищення анаеробних біореакторів, на другому – аеробних. За рахунок процесу денітрифікації в анаеробних біореакторах зменшується концентрація нітратів (за азотом), мг/дм³, в очищеній воді до 12 при нормі 10, фосфатів до 2 (за даними лабораторії очисних споруд). Проте спостерігалась наявність ряски у лотках вторинних відстійників, що свідчить про достатній вміст сполук азоту і фосфору для її росту.

В дослідженнях двоступеневої аноксидно-аеробної системи біореакторів з рециркуляцією за схемою вторинний відстійник – вхід 200-250% спостерігали найбільше видалення азоту до залишкової концентрації нітратів 1 мг/дм³ [215].

Для можливого нарощування біомаси в спорудах нітри-денітрифікації з метою збільшення швидкості процесів, окисної потужності споруд, підвищення ефективності очищення стічних вод від сполук азоту запропоновано використання носіїв іммобілізованої біомаси [217, 222],



наприклад, у формі циліндрів, сфер [223]. При цьому окисно-відновні реакції відбуваються в аеробно-анаеробних шарах біоплівки.

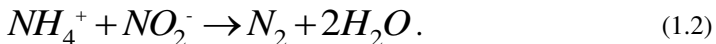
При використанні в спорудах нітрифікації носіїв іммобілізованих мікроорганізмів із активного мулу було виділено культуру бактерій, які здійснюють окиснення амонійного азоту до нітритів і нітратів, адаптовано її до високих концентрацій амонійного азоту 5300 мг/дм³, і тоді було досягнуто ефективність видалення амонійного азоту понад 60% [223].

Процес нітрифікації залежить від окисно-відновних умов середовища. Для нітрифікаторів I і II фази оптимальні значення rH_2 становлять відповідно 21,6 і 23. Найбільш чутливою до окисно-відновних умов є II фаза. Для денітрифікації оптимальне rH_2 значно нижче і дорівнює 13,8 [129].

Денітрифікатори можуть використовувати як акцептор електронів і нітрати, і кисень. Обов'язковою умовою для ефективної денітрифікації є низьке rH_2 , а не відсутність кисню. Отже процес денітрифікації може відбуватись і в аноксидних умовах.

Оскільки на окиснення 1 мг амонійного азоту до азоту нітритів потрібно 2,86 мг кисню, а 1 мг азоту нітритів до нітратів – 4 мг, то для зменшення потреб у кисні, враховуючи різні оптимуми rH_2 для I і II фаз нітрифікації, можна створити умови для перебігу тільки I фази - нітрифікації, що дозволяє спростити процес, збільшити його швидкість, зменшити потребу в органічному субстраті на денітрифікацію, адже швидкість денітрифікації нітритів більша, ніж нітратів.

Використання нітритів після I фази нітрифікації і стічної води з амонійним азотом створює умови для перебігу ANAMMOX–процесу (ANAerobic AMMonium OXidation) для виділення із стічної води азоту у вигляді N_2 за загальним рівнянням:



Довгий час існувало переконання, що амонійний азот не можна окиснити в анаеробних умовах. Австрійський фізико-хімік Е. Брода в 1977 р. вперше теоретично довів можливість анаеробного окиснення йонів амонію бактеріями-хемолітоавтотрофами. І тільки у 1986 році на станції очищення промислових стічних вод у Нідерландах було зафіксовано одночасне видалення аміаку та утворення вільного азоту, а спосіб запатентовано у 1989р. А. Малдером.

Анамокс-процес було досліджено у 1995 р. на пілотній установці на підприємстві, що виробляє дріжджі і пеніцилін, у м. Дельт, Нідерланди. Вчені технологічного університету м. Делфт виділили (Ван де Граф, 1996 р.) та ідентифікували (Строус, 1999 р.) бактерії, які здійснюють анамокс-процес. Впровадження анамокс-технології було здійснено голандською



фірмою Raques у 2000 р. на очисній станції у Німеччині (м. Хатінген). Згодом в 2006 році у Нідерландах вводять в експлуатацію ще три анамокс-реактори, один – на міській очисній станції у м. Роттердам, два інші – на шкіряній фабриці та картоплепереробному заводі [224, 225].

Анамокс доцільно застосовувати для очищення стічних вод від високих концентрацій сполук амонію (понад 200 мг/дм³) за низьких концентрацій органічного вуглецю, наприклад, стічні води хімовиробництв [226].

При використанні анамокс-процесу для очищення стічних вод з вихідними концентраціями амонійного азоту 50-60 мг/дм³ ступінь видалення – 97% [227].

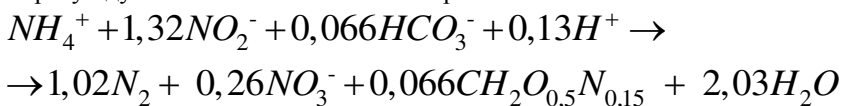
Порівняно з традиційною нітрифікацією-денітрифікацією цей метод економить 100% необхідного синтетичного вуглецевого джерела і ~50% необхідного кисню, зменшення експлуатаційних витрат становить 90%, витрат енергії, зменшення в емісії CO₂ - понад 100% (відбувається поглинання).

Анаеробне окиснення сполук амонію здійснюють за pH 6,7-8,3 (оптимум 8,0) і температур 6-43°C (оптимум 35°C), причому активність біоценозу при анамокс-процесі зростає із збільшенням температури до 35-40°C, тоді як вище 45°C спостерігали лізис і зниження активності бактерій [228].

Автотрофні мікроорганізми, які здатні до анаеробного окиснення амонію, відносяться до планктоміцетів: *Candidatus Brocadia anammoxidans*; *Candidatus Brocadia fulgida*; *Candidatus Scalindua sorokinii*; *Candidatus Scalindua brodae*; *Candidatus Scalindua wagneri*; *Candidatus Kuenenia stuttgartiensis*.

Дослідження, проведені Гвоздюком П. І., вперше в Україні підтвердили наявність у спорудах біологічного очищення стічних вод анамокс-процесу [229, 230], що дає можливість використовувати його в біотехнологіях очищення стічних вод від сполук азоту.

Анаеробне окиснення амонійного азоту йде з частковим накопиченням нітрату і дуже незначним – біомаси за рівнянням:



При культивуванні анамокс-бактерій потрібно враховувати низькі швидкості їх росту (час подвоєння в оптимальних умовах в лабораторії – 11 діб, в реальних системах – 2-3 тижні) і використовувати апарати з високим затриманням біомаси, наприклад, з носіями іммобілізованих мікроорганізмів.



Для успішного і постійного утримання анамокс-бактерій в біореакторі використовують їх іммобілізацію на волокнистому носії типу «ВІЯ» [147, 229-233], на завантаженні [234], наприклад, керамічному [235], цеоліті [236], гранульованих активному мулі [236] та активованому вугіллі [237].

Анамокс-бактерії чутливі до розчиненого кисню, який за концентрації $0,032 \text{ мг/дм}^3$ викликає необоротне інгібування процесу, і великих концентрацій нітриту, мг/дм^3 , – 70 і 180, які необоротно пригнічують відповідно культури *Candidatus Brocadia anammoxidans* і *Candidatus Kuenenia stuttgartiensis*.

В біореакторах анамокс-бактерії мають вигляд кластерів. При обмеженій подачі повітря кластери анамокс-бактерій знаходяться поблизу нітрифікуючих бактерій, які перетворюють амоній на нітрит і захищають анамокс-бактерії від дії кисню. Іноді вони утворюють спільні агрегати, в яких на зовнішній частині присутні аеробні, а у внутрішній – анамокс-бактерії. Джерелом нітриту може бути процес денітрифікації. В цьому випадку відбувається відновлення нітрату до нітриту, який потім використовується анамокс-бактеріями.

При використанні анамокс-процесу виникають значні труднощі, пов'язані з необхідністю ретельного контролю процесу окиснення амонію до нітриту.

Науковці технологічного університету м. Делфта (Нідерланди) і компанія Grontmij вперше запропонували простий і ефективний спосіб неперервного проведення анамокс-процесу. Вони вдосконалили процес нітритації, створивши умови для переважного росту бактерій *Nitrosomonas* порівняно з *Nitrobacter*, і назвали біотехнологію SHARON (Single reactor High activity Ammonia Removal Over Nitrite) [237]. В частині стоку, яку спрямовують в SHARON-реактор, при оптимальних *pH* і температурі нітритні бактерії окиснюють йони амонію до нітритів в аеробних умовах майже на 50%. Після чого цю частину стоку змішують з необробленою частиною, і утворену суміш спрямовують в ANAMMOX-реактор, де в анаеробних умовах за участю анамокс-бактерій відбувається окиснення йонів амонію нітрит-іонами з утворенням газоподібного азоту.

При поєднанні біотехнологій SHARON і ANAMMOX одержано високі показники ефективності очищення від сполук азоту стічних вод [228, 234, 238], зворотних потоків процесів обробки осадів [239], а також стоків сміттєзвалищ і печей для спалювання осаду [240].

Порівняно з іншими технологіями видалення азоту SHARON відзначається гнучкістю, меншою технічною складністю і значно нижчими капітальними та експлуатаційними витратами [240].

Розвиток біотехнологій видалення азоту зі стічних вод привів до розроблення технології, що дозволяє в одному апараті видаляти амонійний



азот через нітрит з допомогою автотрофних нітрифікаторів і анамокс-бактерій – біотехнологія CANON (Completely Autotrophic Nitrogen removal Over Nitrite). Процес здійснюють в поєднанні нітризації і ANAMMOX в одному реакторі. Нітрифікатори, окиснюючи амоній в нітрит при обмеженій подачі повітря, споживають кисень, створюючи сприятливі аноксидні умови для життєдіяльності анамокс-бактерій. CANON здійснюється при співвідношенні нітриту і амонію 1:3.

В лабораторних умовах максимальне навантаження за азотом в реакторі CANON становило 1,5 кг/(м³·добу), що набагато менше, ніж для ANAMMOX – 8,9 кг/(м³·добу) [230].

І біотехнологія CANON, і SHARON потребують строгого контролю подачі кисню з метою запобігання окиснення нітриту в нітрат.

DEAMOX-процес (DENitrifying AMmonia Oxidation) здійснює традиційну нітрифікацію половини стоків (не потребує спеціального контролю за продуктами реакції), а потім – обробку в DEAMOX-реакторі суміші, в другій частині якої присутні органічні забруднення. За рахунок денітрифікації утворюється нітрит, який миттєво поглинається разом з амонієм анамокс-бактеріями, що продукують азот.

Нові біотехнології очищення стічних вод від сполук азоту вимагають ретельних досліджень в лабораторних і виробничих умовах для визначення оптимальних умов для їх проведення з метою мінімізації технічних та економічних витрат на їх реалізацію.

Висновки

1. Стічні води промислових підприємств, зокрема харчової і легкої промисловостей, характеризуються великою нерівномірністю надходження на очисні споруди за витратою та концентраціями забруднень, різкими коливаннями показника *pH* і температури, високими концентраціями завислих речовин, органічних речовин за ХСК і БСК, жирів, сполук азоту, що пояснюється особливостями технологічного процесу виробництва.

2. Промислові стічні води містять специфічні забруднення, такі як: грубодисперсні домішки (частинки продукції, шерсть, волокно, ворсинки та ін.); залишки хімічних матеріалів внаслідок неповного вибирання в технологічному процесі, наприклад, барвники – при виробництві шерсті, шкіри та хутра, солі хрому (III) - при виробництві шкіри, хрому (VI) - при виробництві хутра; миючі засоби – СПАР тощо.

3. Аналіз сучасного стану щодо очищення висококонцентрованих стічних вод на підприємствах харчової та легкої промисловостей в Україні показує, що на сьогодні попереднє очищення здебільшого відсутнє, а



надходження стічних вод на міські очисні споруди, де використовують традиційні застарілі технології механічного та біологічного очищення, призводить до перевантаження за органічною речовиною і порушень роботи аеротенків та біофільтрів (кисневого режиму, зміна pH , масовий розвиток нитчастих бактерій – спухання активного мулу і винесення його з очисних споруд, кольматация фільтрувального завантаження та ін.), внаслідок чого збільшується витрата повітря на аерацію, різко знижується ефективність очищення, якість очищеної води не відповідає установленим нормам, особливо за сполуками азоту і фосфору; в результаті очищення стічних вод утворюються значні об'єми осадів та активного мулу, що потребують обробки та утилізації.

4. Нерівномірність надходження стічних вод промислових підприємств за витратою та концентраціями забруднень зумовлює необхідність їх усереднення, адже через відсутність у складі очисних споруд усереднювачів мікроорганізми споруд біологічного очищення знаходяться під постійною згубною дією різких коливань pH , температури, навантаження за органічною речовиною та концентрацій токсичних речовин (СПАР, йонів важких металів, синтетичних дубителів та ін.), що в кінцевому рахунку приводить до пригнічення і навіть загибелі гідробіонтів активного мулу або біоплівки.

5. Присутність у стічних водах підприємств легкої та харчової промисловостей грубодисперсних домішок, таких як шерсть, волокно, ворсинки, частинки зерна, шкаралупа та ін., емульгованих частинок жиру, білкових речовин та СПАР (збирачів та піноутворювачів) у великих концентраціях дозволяє успішно застосовувати для попереднього очищення методи флотації із використанням флотаційних шерстежировловлювачів, волокновловлювачів, жировловлювачів.

6. Високі концентрації специфічних забруднень у стічних водах промислових підприємств (барвників, йонів важких металів, дубителів), які містяться у розчиненій формі, в присутності СПАР можна ефективно видалити при попередньому фізико-хімічному очищенні реагентною флотацією, електрофлотацією, електрокоагуляцією-флотацією в локальних технологіях або при сумісному очищенні стічних вод міста і промислового підприємства з використанням надлишкового активного мулу для попередньої біокоагуляції-флотації (замість первинного відстоювання).

7. Аналіз роботи очисних споруд за традиційними технологіями та джерел літератури показали, що при розробці технології біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод необхідно враховувати такі новітні ефективні та маловідходні технології, як прямоточну біоконверсру з очищенням стічних вод в системі анаеробно-аеробних біореакторів з



імобілізованими мікроорганізмами, нітри-денітрифікації, анамокс-процес та інші.

8. Високі концентрації розчинених органічних речовин за ХСК в стічних водах легкої та харчової промисловостей зумовлюють використання нових біотехнологій з анаеробним процесом очищення при високих концентраціях мулу, наприклад, до 40 г/дм^3 в реакторах з гранульованим мулом: UASB, гібридному, ABR, AF, AFB, EGSB та ін., при зменшенні часу перебування стічної води до 6-14 год. порівняно з традиційними метантенками. Проте ряд досліджень свідчить про високе винесення завислих речовин з вторинних відстійників в запропонованих анаеробних технологіях, а використання мембранних біореакторів призводить до збільшення витрат коштів на обробку стічних вод.

9. Присутність у стічних водах легкої та харчової промисловостей високих концентрацій як легкоокиснюваної, так і важкоокиснюваної органіки (особливо в стоках легкої промисловості) зумовлює використання такої біотехнології, в якій на першому ступені буде анаеробний процес, що дозволить ефективно очищати стічну воду при менших витратах електроенергії з меншим приростом біомаси (в 5-10 разів) та характеризується стійкістю до перерв в подачі стічної води і залпових скидів органічних речовин порівняно з аеробним процесом, а наступними ступенями будуть послідовно аноксидний та аеробний процеси для ефективного видалення органічних речовин, сполук азоту, фосфору та ін., які будуть здійснені в біореакторах з іммобілізованими мікроорганізмами.



РОЗДІЛ 2. ВИБІР НАПРЯМКУ І МЕТОДИКИ ПРОВЕДЕННЯ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

2.1. Вибір напрямку досліджень

Аналіз сучасного стану в очищенні стічних вод промислових підприємств і міст, останніх досягнень закордонних і вітчизняних вчених у цій галузі, з однієї сторони, а також невинне забруднення води водою, водотоків та підземних вод неочищеними і недостатньо очищеними стічними водами, з іншої, свідчать про необхідність наукового обґрунтування, розробки, експериментального дослідження та впровадження раціональних, ефективних, маловідходних та економічних технологій фізико-хімічного та біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод.

З аналізу фізико-хімічного складу стічних вод підприємств легкої (хутряних, суконних фабрик, шкіряних заводів) та харчової (молокозаводів, маслоробних, сироробних, солодових заводів) промисловостей і вимог до якості очищених вод зроблено висновок про необхідність проведення комплексу досліджень у двох напрямках.

Один із напрямів досліджень - це наукове обґрунтування, дослідження та розробка технологій попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод методами флоатації, електрофлоатації та електрокоагуляції-флоатації для забезпечення з мінімальними витратами на очищення показників якості очищених стічних вод, що задовольняють вимогам подальшого біологічного очищення промислових стічних вод окремо або в поєднанні з господарсько-фекальними стічними водами міста.

На підставі аналізу наукових публікацій обґрунтовано необхідність попереднього фізико-хімічного очищення висококонцентрованих стічних вод промислових підприємств. Стічні води промислових підприємств є полідисперсними системами, вони містять колоїдні та розчинені речовини. Попереднє очищення повинно забезпечити, по-перше, видалення грубодисперсних домішок (шерсті, волокна, частинки зерна, шкаралупи та ін.), високодисперсних твердих і емульгованих (частинки жиру) домішок, розчинених синтетичних поверхнево-активних речовин, які перешкоджають роботі очисних споруд та обладнання, що досягається при використанні методів флоатації; по-друге, трансформацію колоїдних та високомолекулярних речовин (білків колагену, молока, полісахаридів, жирів, барвників, дубителів та ін.), для біологічної деструкції яких потрібний тривалий час, в легкодоступні для мікроорганізмів-деструкторів форми, - за допомогою хімічної обробки в процесі гідролітичного розпаду;



по-третє, вилучення токсичних для мікроорганізмів сполук (йонів важких металів, барвників) – за допомогою біокоагуляції-флотації [19].

Другий напрям досліджень - наукове обґрунтування і розробка біотехнології подальшого очищення висококонцентрованих стічних вод. Аналіз основних тенденцій використання біологічних методів показав необхідність і техніко-економічну доцільність ступеневого процесу для глибокого видалення органічних речовин, сполук азоту та фосфору. Присутність у стічних водах легкої та харчової промисловостей як легкоокиснюваної, так і важкоокиснюваної органіки у високих концентраціях зумовлює використання такої біотехнології, в якій на першому ступені буде анаеробний процес, що дозволить ефективно очищати стічну воду при менших витратах електроенергії з меншим приростом біомаси (в 5-10 разів), та яка характеризується стійкістю до перерв в подачі стічної води і залпових скидів органічних речовин порівняно з аеробним процесом. Наступними ступенями будуть послідовно аноксидний та аеробний процеси, що дозволить ефективно видаляти органічні речовини, сполуки азоту, фосфору, використовуючи біоценоз іммобілізованих мікроорганізмів, що робить процес очищення технічно доцільним (компактні установки), маловідходним і економічним [19].

Отже, нова біотехнологія передбачає багатоступеневе анаеробно-аеробне очищення висококонцентрованих стічних вод за прямою схемою з використанням іммобілізованих мікроорганізмів, що дозволяє як збільшити окисну потужність споруд, так і створити просторову сукцесію мікроорганізмів-деструкторів – складових біоконвеєра, завдяки якому відбувається ефективне очищення стічної води, зменшується кількість біомаси в спорудах, а відтак і витрати коштів на її обробку та утилізацію.

2.2. Методика проведення експериментальних досліджень очищення стічних вод методом напірної флотації

Метою досліджень було встановлення кінетичних залежностей процесу напірної флотації, а саме: зміни з часом концентрації забруднень в очищеній воді та ефекту очищення стічних вод, об'єму, висоти шару, вологості та ефекту зневоднення флотаційного шламу, швидкості підйому границі розділення фаз, відношення об'єму ущільненого активного мулу до загального його об'єму.



2.2.1. Експериментальна установка напірної флотації

Для виконання досліджень було використано експериментальну установку (рис. 2.1), яка мала наступні елементи:

- напірний бак 1 з нержавіючої сталі об'ємом 1 дм³, обладнаний трубкою 8 для заповнення водою з вентиляем 2;
- кран 3 на трубці 5 для випуску водоповітряної суміші;
- віброустановку 4 для рівномірного насичення води повітрям і його розчинення;
- вентиль 6 на трубці від компресора для регулювання тиску насичення води повітрям та подачі повітря в напірний бак;
- скляний мірний циліндр 7 об'ємом 1 дм³ для дослідження процесу напірної флотації.

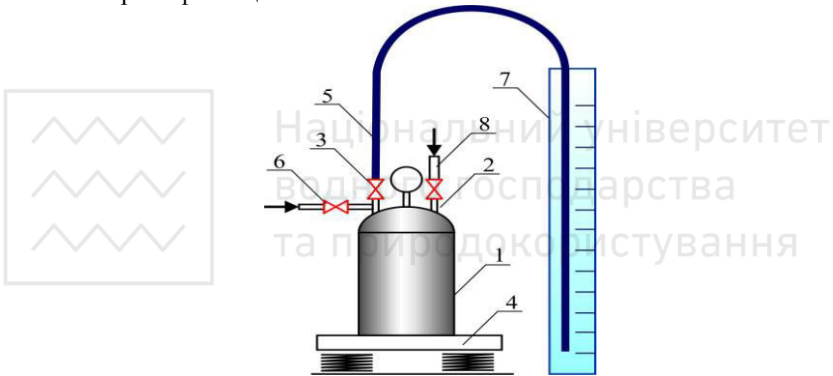


Рис. 2.1. Схема лабораторної установки:

- 1 – напірний бак; 2 – вентиль для заливу води та випуску водоповітряної суміші; 3 – вентиль;
4 – віброустановка; 5 – трубка; 6 – подача повітря від компресора; 7 – мірний циліндр; 8 – подача води для розбавлення

2.2.2. Завдання і методика дослідження процесу відокремлення активного мулу від стічної води методом напірної флотації

Завданнями досліджень було встановлення ефективності очищення стічних вод від активного мулу методом напірної флотації, залежностей ефектів очищення стічних вод, концентрацій завислих речовин в очищеній воді, об'єму та висоти шару флотаційного шламу, швидкості підйому границі розділення фаз від тривалості флотації.



Для виконання досліджень було відібрано 8 дм³ ущільненого активного мулу після мулоущільнювачів каналізаційних очисних споруд біологічного очищення стічних вод м. Рівне. Концентрація завислих речовин, яку було визначено в активному мулі гравіметричним методом [242], становила 29,2 г/дм³. Модельні суспензії приготовлено шляхом розбавлення активного мулу водопровідною водою (табл. 2.1).

В лабораторних умовах було проведено дві групи дослідів при тиску насичення 0,1 та 0,2 МПа.

При закритих вентилях 2, 3 і відкритому 6 від компресора в бак подавали повітря, тиск насичення регулювали вентилям 6. Напірний бак встановлено на віброустановку для кращого перемішування та розчинення повітря у воді. Тривалість насичення прийнято 4 хв.

Таблиця 2.1

Характеристика модельних суспензій

№ модельної суспензії	Об'єм ущільненого активного мулу, см ³	Об'єм води для розбавлення, см ³	Концентрація завислих речовин у модельній суспензії, г/дм ³
1	500	500	14,6
2	230	770	6,86
3	142	858	4,2

Потім водоповітряну суміш за допомогою трубки подавали у циліндр об'ємом 1 дм³, де знаходиться певний об'єм активного мулу (див. табл. 2.1), відбувається перемішування і процес флотації частинок активного мулу бульбашками повітря, що виділяються із розчину при пониженні тиску до атмосферного. Протягом 1 год. замірювали висоту шламу, см, та об'єм шламу, см³.

2.2.3. Дослідження процесу мулоущільнення методом напірної флотації

Для дослідження процесу флотаційного ущільнення активного мулу було використано експериментальну установку (див. рис. 2.1) і модельні суспензії (див. табл. 2.1). Дослідження проведено при тиску насичення мулової суміші повітрям 0,1 та 0,2 МПа, тривалості насичення води повітрям 4 хв. Спостереження за процесом флотаційного ущільнення активного мулу здійснено протягом 24 год. В процесі досліджень визначено вологість, ефект зневоднення активного мулу через певні проміжки часу флотаційного ущільнення.



2.2.4. Дослідження методу біокоагуляції-флотації для видалення із стічних вод специфічних забруднень

2.2.4.1. Видалення із стічних вод барвників

Завданнями досліджень було встановлення ефекту очищення стічних вод від барвників методом флотаційної біокоагуляції, залежностей концентрації завислих речовин в очищеній воді, об'єму та висоти шламу, ступеня прояснення і знебарвлення модельних суспензій від тривалості флотаційної біокоагуляції.

Для виконання дослідів було відібрано проби стічної води з активним мулом на виході з першої секції аеротенків каналізаційних очисних споруд м. Рівне. Концентрація активного мулу, визначена гравіметричним методом [242], становила 3,0-3,5 г/дм³. Дослідження було проведено на приготовлених модельних суспензіях (табл. 2.2). Для збільшення концентрації мулову суміш відстоювали з подальшим зливом проясненого шару води. В дослідженнях було використано барвник коричневий кислотний з концентрацією у розчині 10 мг/дм³.

Концентрацію барвника визначали колориметричним методом [243] за допомогою фотоелектроколориметра КФК-2-УХЛ 4.2.

Таблиця 2.2

Характеристика модельних суспензій

№ модельної суспензії	Кількість стічної води з активним мулом, см ³	Кількість розчину з барвником, см ³	Концентрація активного мулу у пробі, г/дм ³
1	200	500	1,01
2	200	500	1,6
3	200	500	0,94
4	200	500	2,44

Концентрація активного мулу у стічній воді визначалась за середнім значенням з трьох аналізів.

Для дослідження процесу біокоагуляції-флотації було використано експериментальну установку (див. рис. 2.1). Стічну воду з активним мулом подавали в скляний циліндр. Розчин барвника насичували повітрям в напірному баку при тиску 0,2 МПа і тривалості 4 хв., а потім подавали в скляний циліндр для флотаційної біокоагуляції.



2.2.4.2. Видалення із стічних вод йонів міді методом біокоагуляції-флотації

Завданням досліджень було визначити ефективність очищення стічних вод від йонів міді за допомогою методу флотаційної біокоагуляції і необхідну дозу активного мулу.

Для проведення досліджень було приготовлено розчин міді концентрацією 2 мг/см^3 у розчині $\text{HNO}_3 - 0,1 \text{ моль/дм}^3$, з якого готували шляхом розбавлення водою шість модельних розчинів з концентрацією йонів міді, мг/дм^3 : 0,5; 1; 2; 3; 5 і 8.

Модельні розчини насичували повітрям в напірному баку експериментальної установки (див. рис. 2.1) при тиску $0,2 \text{ МПа}$ і тривалості насичення води повітрям 4 хв., після чого виливали в циліндр для дослідження процесу біокоагуляції-флотації.

Концентрацію йонів міді в проясненій воді після їх взаємодії з активним мулом, біокоагуляції і флотаційного відокремлення утворених пластівців від води визначали на атомно-абсорбційному спектрофотометрі С-115-М1 (в лабораторії Обласного управління екологічної безпеки в Рівненській області, м. Рівне). Відібрані для аналізу проби фільтрували через паперові фільтри.

Для проведення досліджень відбирали проби активного мулу з каналізаційних очисних споруд ВАТ «Рівнеазот» (м. Рівне) і визначали концентрацію активного мулу в них гравіметричним методом [242] – $2,7 \text{ г/дм}^3$. Активний мул був темно-сірого кольору, добре осідав, при мікроскопіюванні виявилось, що він містить велику кількість черевовійчастих (*Aspidisca*), кругловічастих (*Vorticella*) інфузорій, коловерток та інших гідробіонтів, які характерні для добре працюючого мулу.

Концентрацію активного мулу для вилучення йонів міді було прийнято в діапазоні $100 - 300 \text{ мг/дм}^3$.

2.3. Дослідження очищення висококонцентрованих стічних вод методом електрокоагуляції-флотації

Метою досліджень було встановлення значень основних параметрів процесу електрокоагуляції-флотації, впливу негативних факторів на перебіг процесу та ефективності очищення стічної води.

Для виконання досліджень було використано експериментальну установку (рис. 2.2).

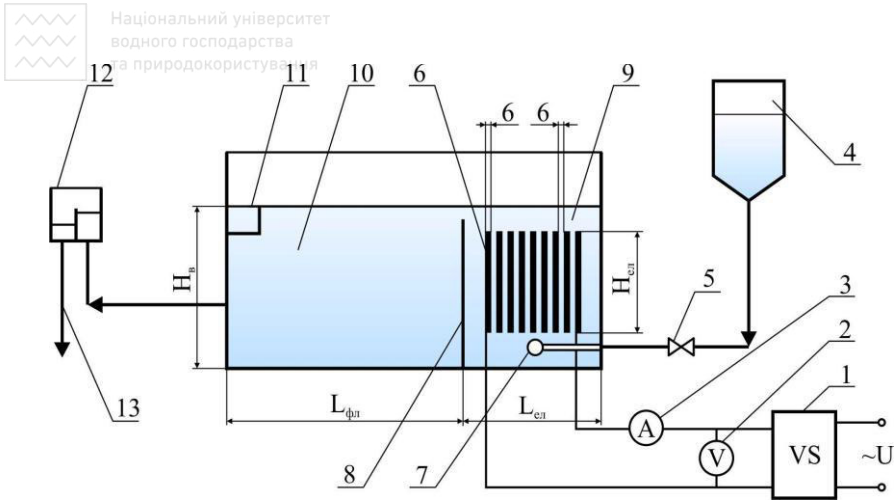


Рис. 2.2. Схема установки електрокоагуляції-флотації:

- 1 – випрямляч; 2 – вольтметр; 3 – амперметр; 4 – бак із модельним розчином;
 5 – регулятор витрати; 6 – пакет електродів; 7 – система розподілення модельного розчину; 8 – розподільна перегородка; 9 – камера електрокоагуляції;
 10 – камера флотації; 11 – лоток скиду шламу; 12 – системи постійного рівня;
 13 – трубопровід відводу очищеної води

Дослідження проведено на модельних розчинах, які приготовлено шляхом розбавлення молока відстоюною водопровідною водою. Концентрацію органічних речовин за ХСК визначали за методикою [244], у модельному розчині ХСК –1560 мг/дм³.

Модельний розчин наливали в бак постійного рівня 4, звідки за допомогою розподільної системи 7 він надходив у камеру електрокоагуляції 9 (табл. 2.3). Кількість розчину регулювали за допомогою лабораторного затискача 5.

При проходженні постійного електричного струму заданої сили через пакет залізних електродів 6, приєднаних біполярно до джерела ЕРС 1, відбувається перехід у воду йонів двохвалентного заліза, взаємодія з гідроксильними групами з утворенням $Fe(OH)_2$, окиснення в присутності кисню і утворення $Fe(OH)_3$, коагуляція колоїдних частинок гідроксидів, виділення електролітичного газу (водню).

Внаслідок дії сорбційних сил та електростатичних сил Ван-дер-Ваальса відбувається сорбція пластівцями $Fe(OH)_2$ та $Fe(OH)_3$ забруднень води та абсорбція електролітичного газу. Утворені агрегати під впливом сили Архімеда рухаються до поверхні поділу фаз «рідина-газ» в процесі флотації.



Конструктивні параметри установки електрокоагуляції-флотації

Параметр	Позначення	Розмірність	Величина
Ширина камери електрокоагуляції	B_{el}	см	15,2
Висота рівня води в установці	H_6	см	20,0
Довжина камери електрокоагуляції	L_{el}	см	10,8
Довжина камери флотації	$L_{фл}$	см	43,2
Кількість електродів	n	шт.	8
Матеріал електродів	-	-	залізо
Товщина електродів	d	см	0,15
Розміри одного електрода	axb	смхсм	12,3х15,2
Відстань між електродами	c	см	1,0
Площа одного електрода	f_{el}	см ²	187
Об'єм камери електрокоагуляції	W_{el}	см ³	3300
Об'єм камери флотації	$W_{фл}$	см ³	13200
Загальний об'єм установки	W	см ³	16500
Об'єм, що займають електроди	W_e	см ³	224,4

Із камери електрокоагуляції модельний розчин надходив у камеру флотації 10 (див. табл. 2.3) для розділення очищеної води та сфлотованого шламу. Очищену воду відбирали з нижньої частини камери флотації, а затримані домішки – флотаційний шлам – з верхньої за допомогою лотка для скиду шламу 11. Для розділення об'єму води між електродним 9 та флотаційним 10 відділеннями встановлено вертикальну перегородку 8, що розміщена нижче рівня води в установці. Необхідний об'єм води підтримували за допомогою системи постійного рівня 12, відвід очищеної води здійснювали трубопроводом 13. Електричні параметри процесу електрокоагуляції-флотації реєстрували контрольньо-вимірвальними приладами: амперметром 3 та вольтметром 2. Як джерело постійного струму використано випрямляч 1 (ВСА – 2А з силою струму 0,5-150 А), що живиться від мережі змінного струму $U=220$ В, $\varphi = 50$ Гц.

Основні технологічні параметри процесу електрокоагуляції-флотації, що досліджували:

- витрата води, яка проходить через установку, м³/год:

$$q = \frac{3,6w}{t}, \quad (2.1)$$



де w – об'єм очищеної води, дм^3 ; t – час, за який відібрано пробу, с;

- густина струму i , А/м^2 :

$$i = \frac{I}{(n-1)f}, \quad (2.2)$$

де I – сила струму на ділянці кола, А; n – кількість електродів, шт.; f – площа одного електрода, м^2 ;

- питома витрата струму D , $\text{А}\cdot\text{год/м}^3$:

$$D = \frac{I}{q}, \quad (2.3)$$

- електрична потужність установки P , Вт:

$$P = U \cdot I, \quad (2.4)$$

де U – напруга, В;

- витрата електричного струму W , $\text{Вт}\cdot\text{год}$, у розрахунку на добову тривалість роботи:

$$W = 24 \cdot P. \quad (2.5)$$

Перед проведенням експериментів було виконано наступні підготовчі операції: заповнено камери електрокоагуляції та флотажії водопровідною водою, відрегульовано рівень води в ній, встановлено однакову витрату води на вході та виході (необхідний рівень води підтримували за допомогою системи постійного рівня 12, витрату – регулятором 5, див. рис. 2.2), розміщено пакет електродів в камері електрокоагуляції та приєднано до джерела струму, заповнено бачок модельним розчином, перевірено правильність електричних з'єднань вимірювальних приладів та електродів, підключено випрямляч до зовнішньої мережі.

Установлено постійну витрату води через установку і визначено її величину, яка становила $0,07 \text{ м}^3/\text{год}$.

Перед проведенням досліджень було встановлено початкове значення сили струму I , здійснено вимірювання температури води та величини напруги. Вимірювання проводили через кожні 5 хв.

У процесі експериментів визначено такі параметри: напруга та сила струму, температура у камері електрокоагуляції, висота шлам у камері електрокоагуляції $h_{ш}$ та на відстані 1, 3 і 5 см від перегородки в камері флотажії.



2.4. Методика проведення експериментальних досліджень біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод за анаеробно-аеробною технологією

Дослідження проводили на експериментальній установці, яка складалась з двох анаеробних, двох аноксидних і одного аеробного біореакторів, з'єднаних послідовно (рис. 2.3).

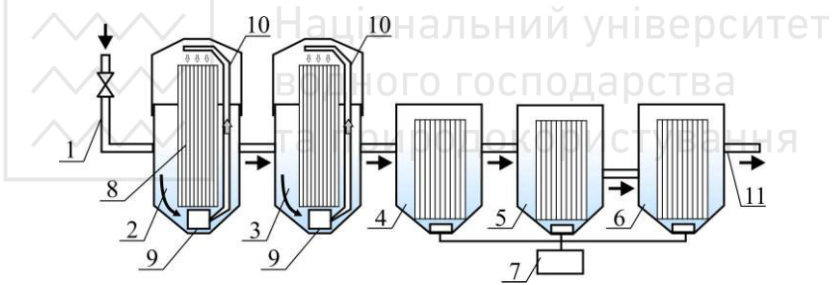


Рис. 2.3. Експериментальна установка для дослідження біологічного очищення стічних вод:

1 – подача модельного розчину; 2, 3 – анаеробні біореактори відповідно I і II ступеня; 4, 5 – аноксидні біореактори I і II ступеня; 6 – аеробний біореактор; 7 – компресор; 8 – каркас з волокнистим носієм ВІА; 9 – насос; 10 – трубопровід для циркуляції води і зрошування волокон; 11 – трубопровід для відведення очищеної води

Для проведення дослідів використовували модельні розчини, що імітували стічну воду молокозаводу і були приготовлені шляхом розбавлення відстоюною водопровідною водою молочної сироватки, в склад якої входять компоненти молока і молочних продуктів: молочні білки, жири і вуглеводи (табл. 2.4).



**Склад молочної сироватки, використаної для приготування
модельних розчинів**

№ № п/п	Найменування	Завод-виробник	Концентрація органічних речовин, г, в 100 г продукту				Концентрація органічних речовин, г/дм ³
			білки	жири	вуглеводи	сума	
1	Сироватка молочна «Яготинська»	Яготинський маслозавод	1,0	-	3,5	4,5	45
2	Сироватка молочна «Чайка»	ДП «Чайка», філія молокозаводу №4, м. Київ	0,6	0,4	0,11	1,11	11,1
3	Сироватка молочна «Гармонія»	Лубенський молочний завод	0,6	0,1	4,0	4,7	47
4	Сироватка молочна «Чернігівська спокуса»	Чернігівський молокозавод	1,0	-	3,5	4,5	45
5	Сироватка молочна «Лукавиця»	Обухівський молочний завод	1,0	-	3,5	4,5	45

Використання молочної сироватки постійного складу дозволило змоделювати процеси очищення в залежності від заданої початкової концентрації органічних речовин в модельному розчині та визначити величину конструктивних і технологічних параметрів біореакторів всіх ступеней для забезпечення ефективного очищення стічних вод.

Концентрації органічних речовин у модельних розчинах, визначені за показником ХСК [242, 244], становили 940-4400 мг/дм³. Модельний розчин з певною концентрацією органічних речовин подавали в першій анаеробний біореактор (I ступеня), а потім він послідовно проходив очищення в наступних анаеробному (II ступеня), далі в аноксидних біореакторах: послідовно від I до II ступенів, і наприкінці він очищувався в аеробному біореакторі.

Біореактори були виготовлені з поліетиленових ємностей циліндричної форми з конічним днищем (діаметр циліндричної частини - 10 см, висота анаеробних секцій - 48 см, аноксидних і аеробної - 30 см, робочий об'єм води - 785 см³, об'єм газової фази в анаеробних секціях - 2215 см³, див. табл. 2.5).



Конструктивні параметри лабораторної установки

Найменування	Анаеробний біореактор I ступеня	Анаеробний біореактор II ступеня	Аноксидний біореактор I ступеня	Аноксидний біореактор II ступеня	Аеробний біореактор
Діаметр корпусу, м	0,1	0,1	0,1	0,1	0,1
Висота, м	0,48	0,48	0,3	0,3	0,3
Висота води, м	0,15	0,15	0,15	0,15	0,15
Висота газової фази, м	0,33	0,33	-	-	-
Загальний об'єм, см ³	3000	3000	2000	2000	2000
Об'єм води, см ³	785	785	785	785	785
Об'єм газової фази, см ³	2215	2215	-	-	-
Висота каркаса з волокном, м: - у газовій фазі; - у воді	0,2 0,12	0,2 0,12	0,12	0,12	- 0,12
Кількість, шт., витків волокна на каркасі	260	255	220	80	70
Діаметр волокна носія, мм	3	3	3	3	3
Об'єм води, який займають волокна, см ³	281	275	238	86	76
Коефіцієнт наповнення волокнами об'єму води	0,36	0,35	0,3	0,11	0,1
Об'єм газової фази, який займають волокна, см ³	468	459	-	-	-
Коефіцієнт наповнення волокнами газової фази	0,211	0,207	-	-	-



Анаеробні біореактори влаштовано закритими, щоб уникнути доступу повітря, аноксидні та аеробний – відкриті.

В анаеробних біореакторах за допомогою насосів, установлених в нижній частині, і рециркуляційного трубопроводу з отворами для розбризкування води, здійснювали перемішування реагуючих мас.

В аноксидні та аеробну секції подавали повітря за допомогою мікрокомпресора і дрібнобульбашкових аераторів для підтримування вільноплаваючого активного мулу в завислому стані і концентрації розчиненого кисню в аноксидній – 0,1-0,2 мг/дм³, в аеробній - 1,6-2,5 мг/дм³.

Аератори встановлено в нижній частині споруди для запобігання випадення в осад частинок мулу і біообростань, відокремлених від носіїв. Витрата повітря – 6 дм³/хв, тиск 0,02 МПа, компресор Atman (AT-A6500).

Концентрацію розчиненого кисню в стічних водах визначали за допомогою оксиметра HQ30D (HACH-LANGE), аналізатора АНКAT 7645-01.

Склад газу, що утворювався в анаеробних біореакторах, визначали на газовому хроматографі 6890 N (Agilent): детектор – катарометр, температура 200⁰С, газ-носії - аргон; аналіз легких газів – на колонці MOLSIV довжиною 15 м, аналіз вуглеводнів – на колонці PLOTQ довжиною 15 м.

Для іммобілізації мікроорганізмів в біореакторах влаштовано волокнисті носії типу ВІЯ [133], виготовлені з капронової текстурованої нитки 250-500 ТУ 6-06-С116-87.

Штучні волокна діаметром 3 мм намотували на каркас з пластмасової сітки у вигляді циліндра, установленого співвісно з циліндричним корпусом біореактора. Висота каркаса в анаеробних секціях становила 0,32 м. Таким чином, частина волокон була занурена в рідину (0,12 м), решта знаходилась в газовій фазі і зрешувалась рециркуляційною водою за допомогою насоса.

В аноксидних і аеробній секціях висота зануреного в рідину каркаса з намотаними на нього волокнами, теж встановленого співвісно з корпусом, була 0,12 м.

Кількість намотаних на каркас волокон в анаеробних біореакторах і в аноксидному I ступеня прийнята більшою, ніж в другому аноксидному та аеробному, отже й активна поверхня для іммобілізації мікроорганізмів в анаеробних і I аноксидній секції була більшою.

Обробку модельного розчину проводили в проточному режимі за температури 20±3⁰С: витрату модельного розчину змінювали в діапазоні 285-7776 см³/добу, гідравлічне навантаження - 0,36-9,9 м³/(м³·добу) (табл. 2.6).



Технологічні параметри лабораторної установки в пусковий період

Показник	На вході	Анаеробний біореактор I ступеня	Анаеробний біореактор II ступеня	Аноксидний біореактор I ступеня	Аноксидний біореактор II ступеня	Аеробний біореактор
Витрата води, см ³ /добу	285-7776	285-7776	285-7776	285-7776	285-7776	285-7776
Тривалість перебування, діб	0,5-13,75	0,1-2,75	0,1-2,75	0,1-2,75	0,1-2,75	0,1-2,75
Гідрравлічне навантаження, м ³ /(м ³ ·добу)	0,36-9,9	0,36-9,9	0,36-9,9	0,36-9,9	0,36-9,9	0,36-9,9
Навантаження за органічною речовиною*, г/(м ³ ·добу)	400-8200	-	-	-	-	-
Навантаження за органічною речовиною* на 1 кг сухої речовини біомаси, г/(кг·добу)	10-270	-	-	-	-	-
Концентрація біомаси за сухою речовиною на 1 г носія, г/г	-	3,8	3,1	2,5	2,25	1,5
Концентрація біомаси за сухою речовиною на 1 дм ³ об'єму, г/дм ³	-	30	24	16,8	5,4	3,2

* - кількість органічної речовини розрахована за вмістом її у сироватці.

Для нарощування біомаси на початку роботи установки в біореактори вносили інокулят – активний мул з аеротенків Бортницької станції аерації міста Києва, додавали $NaNO_3$ – 2 г, K_2HPO_4 – 5 г на 4 дм³ розчину.

Концентрація біомаси за сухою речовиною після нарощування в пусковий період становила 3,8-1,5 г на 1 г носія, 30-3,2 г на 1 дм³ об'єму споруди, зменшуючись по мірі очищення води (від анаеробного до аеробного біореактора).

В анаеробних біореакторах перемішування для покращеного масообміну між стічною водою і поверхнею волокон носія з іммобілізованими на ньому мікроорганізмами здійснювали рециркуляційною водою з розбризкуванням її через отвори в



рециркуляційній трубі, яка була встановлена над каркасом з носіями. Таким чином здійснювали зрошування поверхні волокон, що були розташовані над рівнем води, створюючи умови для обростання і цих поверхонь мікроорганізмами. Це дозволило збільшити концентрацію біомаси в анаеробних секціях, в які надходила стічна вода з високою концентрацією органічних речовин.

Над поверхнею води в анаеробних біореакторах утворювався об'єм газової фази, через який розбризувалась вода.

Та частина ВІЙ, що знаходилась в газовій фазі і зрошувалась водою, теж мала іммобілізовані мікроорганізми, які сприяли очищенню води, беручи участь в анаеробному розкладенні органічних сполук, метаногенезі, сульфатредукції, асиміляції вуглекислоти, утворенні метану та інших процесах, що відбуваються при анаеробній обробці стічних вод.

Кількість біомаси, яка утворювалась на поверхнях ВІЙ, розташованих над рівнем води в анаеробних біореакторах, становила 4-5 г/дм³.

В аноксидних біореакторах здійснювали слабку аерацію за допомогою мікрокомпресора та аераторів, установлених на конічному дні корпусів, для підтримання оптимальних умов масообміну з метою одержання мікроорганізмами прикріпленого біоценозу потрібної кількості органічних речовин зі стічної води, що омиває волокнисте завантаження, а також підтримання у завислому стані вільноплаваючого активного мулу. Кисень миттєво споживався на окиснення органічних речовин, адже показник ХСК стоків в цих біореакторах ще був досить високим.

Аеробний біореактор було устатковано аератором для подачі повітря в стічну воду і створення аеробних умов для окиснення залишку органічних речовин, перебігу процесу нітрифікації та інших аеробних процесів. Крім того, в цьому біореакторі було здійснено культивування вищих (ніж в попередніх біореакторах) за трофічним рівнем організмів, які потребують кисень для дихання.

Для аналізу проб води на різних ступенях очищення було використано такі методики: для визначення хімічного споживання кисню (ХСК) – титриметричний метод з біхроматом калію [244]; біохімічного споживання кисню (БСК) – метод визначення розчиненого кисню [245, 246]; азоту загального – титриметричний метод (метод К'ельдаля) [247]; азоту амонійного - колориметричний метод з реактивом Неслера [248]; нітритів - колориметричний метод з реактивом Гріса [249]; нітратів - колориметричний метод з саліциловою кислотою [250].

Вимірювання оптичної густини проводили на фотоелектроколориметрі КФК-2-УХЛ 4.2. Для визначення концентрацій сполук азоту у воді (азоту амонійного, нітритів і нітратів) використовували калібрувальні криві, побудовані на серії стандартних розчинів із заданими концентраціями, для



яких було визначено оптичні густини і побудовано графіки. Концентрацію сполук азоту також визначали за допомогою іономера И160 МИ з комплектом електродів для вимірювання азоту амонійного, нітритів і нітратів.

Показник *pH* визначали за допомогою іономера И160 МИ, *pH*-метрів мілівольтметрів *pH*-121 і *pH* 673.М та *pH*-метра *pH* 150 МИ.

Концентрацію біомаси, іммобілізованої на носіях, вільноплаваючого та гранульованого активного мулу визначали термогравіметричним методом за сухою і беззольною речовиною [242, 245].

В анаеробних біореакторах загальна концентрація біомаси мікроорганізмів за сухою речовиною досягала 15-20 г/дм³, в аноксидних – 4-6 г/дм³, в аеробних - 2-3 г/дм³. Зольність біомаси становила в анаеробних біореакторах 0,3, в аноксидному I ступеня – 0,3, II ступеня – 0,4 в аеробному – 0,5.

Питому швидкість окиснення органічних речовин визначали в мг ХСК на 1 г беззольної речовини біомаси за годину.

Гідробіологічний аналіз мікроорганізмів біоценозів, що утворювались в окремих біореакторах, проводили з використанням біологічного тринокулярного мікроскопа дослідницького класу з фото/відео виходом «XSP – 139TP» (виробництва компанії JNOEC) із збільшенням 40x-1500x.

Робота установки полягала у наступному. Модельний розчин подавали в I анаеробний біореактор, звідки він поступав в II анаеробний біореактор. В процесах обробки води в них брали участь анаеробні мікроорганізми, іммобілізовані на носіях.

З анаеробного біореактора II ступеня оброблена вода поступала послідовно в аноксидні біореактори I і II ступенів, де очищались мікроорганізмами, як факультативними анаеробами, так і аеробами. В біоценозах цих біореакторів були присутні численні найпростіші, що живляться бактеріями, детритом, тим самим зменшуючи кількість біомаси і очищаючи воду.

Останній ступінь обробки – аеробний біореактор, в який поступає стічна вода після аноксидного біореактора II ступеня і очищується за допомогою аеробних бактерій, найпростіших. В біоценозі присутні також коловертки, черви та інші гідробіонти, які живляться бактеріями, найпростішими, детритом, зменшуючи і кількість біомаси, і кількість неживої органіки.

Для запуску установки в роботу в біореактори було залито приблизно 4дм³ сироватки «Яготинської» (табл. 2.4), додано активний мул з очисних споруд. Для швидкого росту і розвитку мікроорганізмів обростань було додано солі: $NaNO_3$ – 2 г і K_2HPO_4 – 5 г.



На початку роботи спостерігали появу на волокнах біообростань, що мали коричневий колір. Внаслідок того, що процес тільки розпочався, розкладення органічних речовин в анаеробних секціях було часткове. Утворювалась піна через присутність у воді білків, яка при аерації піднімалась у відкритих аноксидних і аеробній секціях. Згодом, коли процес очищення стабілізувався, піна не утворювалась.

Через тиждень після пуску установки було помітно збільшення кількості біообростань в усіх секціях.

На початку роботи установки очищена вода на виході мала жовтуватий колір і бродильний запах. Після досягнення ефективної роботи очищена вода не мала ні кольору, ні запаху, ні мутності.

В подальшій роботі концентрацію сироватки зменшували розбавленням відстояною водопровідною водою, добавленою у пропорціях 1:1-1:5.

Із утворенням біообростань на ВІЯх добавлення солей $NaNO_3$ і K_2HPO_4 припинили.

Збільшення кількості біообростань при стабілізації роботи установки не спостерігалось. Очевидно, що відбувалась саморегуляція чисельності мікроорганізмів біоценозу в харчових ланцюгах – працював «біоконвеєр».

2.5. Дослідження токсикологічного впливу попередньо очищених стічних вод промислових підприємств на біологічні тест-об'єкти

З метою контролю якості води в світовій практиці поруч із фізико-хімічним аналізом використовується метод біотестування, який, доповнюючи фізико-хімічний аналіз, дозволяє оцінити сумарну токсичність води. Природні водойми є самі по собі складною екологічною системою і водночас служать приймачами чималої кількості шкідливих речовин, які надходять із стічними водами. Нормативні значення гранично-допустимих концентрацій (ГДК) устанавлюються для окремо взятих речовин, проте очевидно, що жоден чинник не може діяти на гідробіоти природної водойми ізольовано від інших. Водні організми повсякчас підпадають під вплив фізичних, хімічних, біологічних та інших чинників. Крім того, можлива сукупна дія одночасно кількох хімічних речовин, які потрапляють у водойму зі стічними водами. При цьому концентрації речовин можуть бути набагато меншими ГДК, але внаслідок хімічних реакцій, можуть утворитись сполуки, які мають токсичну дію.

Метод біотестування дозволяє вчасно виявити токсичність води шляхом її дії на тест-об'єкти [251]. Цей метод дає узагальнюючий показник якості води, оцінюючи її токсичність щодо гідробіотів від нетоксичної до надзвичайно токсичної.



В якості тест-об'єктів можуть використовувати різні гідробіонти. Вибір дафній ґрунтується на високій чутливості їх до різних за природою забруднень, досить короткому життєвому циклі, простоті утримання і розведення в лабораторних умовах. Оскільки в багатьох природних водоймищах дафнії є важливою ланкою трофічних ланцюгів, то, визначивши дію стічних вод на ці організми, можна оцінити їх вплив і на інших гідробіонтів.

Дослідження з біотестування було проведено в Національному університеті водного господарства та природокористування (м. Рівне).

Метою досліджень була оцінка можливості використання біологічного тестування для вчасного виявлення токсичності стічних вод, а також вплив якості попередньо очищених фізико-хімічними методами стічних вод суконної фабрики на досліджувані водні організми.

Було проведено дослідження впливу залишкових концентрацій сполук заліза та алюмінію на організми природних водойм. Для біотестування застосовано організми, загальноприйняті в токсикологічних дослідженнях стічних вод, – *Daphnia magna* (партеногенетичні самки однодобового віку) [251]. Придатність дафній оцінювали тестом на дію біхромату калію, летальна концентрація якого знаходилась в допустимих межах і становила 1,7 мг/дм³.

Досліджувані розчини готували на відстояній водопровідній воді, в яку вводили певні кількості солей $FeSO_4$ і $Al_2(SO_4)_3$ для отримання таких їх концентрацій у розчинах, мг/дм³: 5, 10, 20, 50, 100. Дослідження проводили протягом 4 – 5 діб. В кожну пробу вносили по 10 тест-організмів. В якості критерію було вибрано виживання. Для порівняння використовували контрольну пробу без добавлення реагентів. Загибель дафній у контрольній пробі не перевищувала 10%. За результатами дослідів було визначено такі показники, що характеризують токсичність проб води: ЛК₅₀ – летальна концентрація речовини, при якій гине 50% дафній; ЛТ₅₀ – летальний час, протягом якого гинуть 50% дафній [245].



3. ВИЗНАЧЕННЯ РАЦІОНАЛЬНИХ УМОВ ЗАСТОСУВАННЯ ФІЗИКО-ХІМІЧНИХ МЕТОДІВ ПОПЕРЕДНЬОЇ ОБРОБКИ ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНИХ СТІЧНИХ ВОД ДЛЯ ЗАБЕЗПЕЧЕННЯ ЇХ ЕФЕКТИВНОГО БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ

3.1. Використання методу напірної флотації для очищення висококонцентрованих стічних вод

Метод напірної флотації можна успішно застосовувати для попереднього очищення стічних вод промислових підприємств перед подальшим їх біологічним очищенням [2-4, 21, 22, 289-292]. Великою перевагою напірної флотації є просте апаратне оформлення процесу, що дозволяє здійснювати флотацію як в окремому, так і у вбудованому в іншу споруду апараті.

В технологіях біологічного очищення стічних вод напірну флотацію можна застосувати в таких процесах: відокремлення активного мулу від очищеної води після аеротенків (замість вторинного відстоювання) [21]; ущільнення надлишкового активного мулу [291]; прояснення стічних вод перед аеротенками (замість первинного відстоювання), яке може бути поєднане з преаерацією та біокоагуляцією забруднень стічних вод за допомогою активного мулу [289, 293-295], що дає можливість попереднього вилучення зі стічних вод адсорбцією на високорозвинутій поверхні пластівців мулу забруднюючих речовин, токсичних для мікроорганізмів активного мулу, які перешкоджають процесам біологічного очищення стічних вод в аеротенках (йонів важких металів [295], барвників, синтетичних поверхнево-активних речовин [21, 290]) та трансформації високомолекулярних речовин в доступні для мікроорганізмів форми (білків, полісахаридів). Утворені агрегати мають покращену флотованість і ефективно видаляються із стічної води в процесі флотації. Можна досягнути зниження концентрації органічних речовин за показниками: ХСК на 50%, БСК на 25-40% [24].

Використання відстоювання для відокремлення та ущільнення активного мулу має кілька суттєвих недоліків. По-перше, при підвищеній концентрації мулу в муловій суміші (понад 4-5 г/дм³) суттєво уповільнюється його осадження у відстійниках, що знижує ефективність роботи вторинних відстійників як з точки зору збільшення кількості мулу, який виноситься з відстійників, так і одержання зворотного мулу з високою концентрацією. По-друге, перебування активного мулу в



анаеробних умовах протягом 1,5-2 год. спричинює пригнічення аерофільних гідробіонтів, і в аеротенк доводиться повертати ослаблений мул або здійснювати тривалу його регенерацію. Крім того, із зворотним мулом в аеротенк подається чимало води (30-70% кількості стічних вод, що надходять на очищення). Таке значне розведення стічних вод лише в окремих випадках може бути виправданим, частіше всього воно призводить тільки до зменшення фактичного часу аерації стічних вод і сповільнення швидкості окиснення забруднюючих речовин через зменшення їх концентрації. У зниженні кількості води, яка повертається в аеротенки, можна вбачати резерв для підвищення їх продуктивності або збільшення ефекту очищення.

Тривалість ущільнення надлишкового активного мулу відстоюванням може досягати 15 год., проте вологість ущільненого мулу залишається доволі високою – 97-98%.

Найбільш перспективним можна вважати флотаційне відокремлення та ущільнення активного мулу. Оскільки цей процес не такий довготривалий, як відстоювання, а також завдяки тому, що активний мул насичується повітрям в процесі флотації, спливає на поверхню води, утворюючи шар флотаційного шламу, не відбувається загнивання біомаси, яке супроводжується виділенням газів: аміаку, сірководню, метану. Відокремлений від води у флотаційному шламі активний мул характеризується значно меншою вологістю (90-95%), а тому кількість води, що повертається в аеротенк, становить усього 5-10% від кількості стічних вод, які надходять на очищення.

Використовуючи метод напірної флотації, можна одержати достатнє прояснення очищеної води від активного мулу за будь-якої його концентрації. Діючі відстійники і мулоущільнювачі можна досить легко переобладнати у флотаційні мулові відокремлювачі та ущільнювачі, тому даний метод є особливо важливим для інтенсифікації роботи аеротенків і реконструкції очисних споруд.

3.1.1. Флотаційне видалення із стічних вод активного мулу

Завданням досліджень було встановлення кінетичних залежностей процесу напірної флотації, а саме: зміни з часом концентрації забруднень в очищеній воді та ефекту очищення стічних вод, об'єму, висоти шару, вологості та ефекту зневоднення флотаційного шламу, швидкості підйому границі розділення фаз в процесі флотації, відношення об'єму ущільненого флотацією активного мулу до загального його об'єму.

Для виконання досліджень було використано лабораторну установку (див. рис. 2.1).



Дослідження було проведено на модельних суспензіях, приготовлених шляхом розбавлення активного мулу водопровідною водою до заданих концентрацій (див. табл. 2.1).

Насичення води повітрям було здійснено в напірному баку при різному тиску насичення: 0,1 та 0,2 МПа.

Проведені спостереження за характером утворення флотаційного шламу в процесі флотації частинок активного мулу бульбашками повітря, яке виділялось із розчину при зниженні тиску, свідчать про те, що висота та об'єм шламу спочатку протягом 15-20 хвилин стрімко зменшуються, а в подальшому стають майже незмінними (рис. 3.1, 3.2).

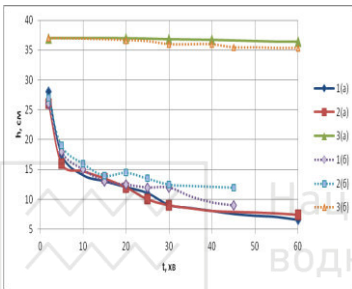


Рис. 3.1. Залежність висоти шламу (h) від тривалості флотації (t) активного мулу при тиску насичення, МПа, 0,1 (а) та 0,2 (б) при початковій концентрації завислих речовин, г/дм³:

1 – 4,2; 2 – 6,86; 3 – 14,6

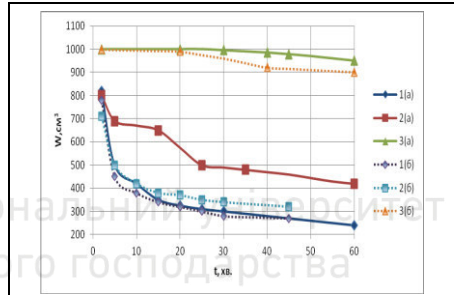


Рис. 3.2. Залежність об'єму шламу (W) від тривалості флотації (t) активного мулу при тиску насичення, МПа, 0,1 (а) та 0,2 (б) при початковій концентрації завислих речовин, г/дм³:

1 – 4,2; 2 – 6,86; 3 – 14,6

Швидкість підйому границі розділення фаз визначено за формулою:

$$V = \frac{h_0 - h_1}{t_1 - t_0}, \text{ см/хв.}, \quad (3.1)$$

де h_0 , t_0 – початкова висота шламу, см, та початковий відлік часу флотації, хв.; h_1 , t_1 – висота шламу, см, та відлік часу флотації в наступній точці заміру, хв.

Як показали результати досліджень, швидкість підйому границі розділення фаз значно зменшується з часом: на 87-90% за перші 15 хв. флотації при тиску 0,1 МПа і 10 хв. – 90-92% при тиску 0,2 МПа (рис. 3.3, 3.4).



Для визначення ефекту прояснення води було відібрано проби по 50 см³ через 15-60 хв. від початку процесу флоатації і проведено аналіз їх на вміст завислих речовин. За отриману концентрацією визначено ефект очищення води від частинок активного мулу методом напірної флоатації:

$$E = \frac{C_{поч}^{3P} - C_{оч}^{3P}}{C_{поч}^{3P}} \cdot 100, \% , \quad (3.2)$$

де $C_{поч}^{3P}$ – початкова концентрація завислих речовин у модельній суспензії, мг/дм³; $C_{оч}^{3P}$ – концентрація завислих речовин в очищеній воді, мг/дм³.

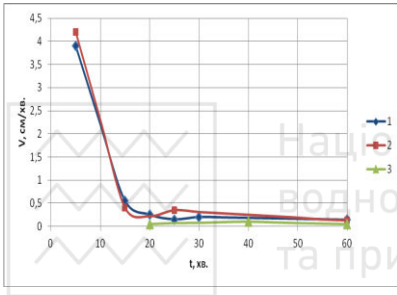


Рис. 3.3. Залежність швидкості підйому границі розділення фаз (V) від тривалості флоатації (t) активного мулу при $P_{нас} = 0,1$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. при початковій концентрації завислих речовин, г/дм³:

1 – 4,2; 2 – 6,86; 3 – 14,6

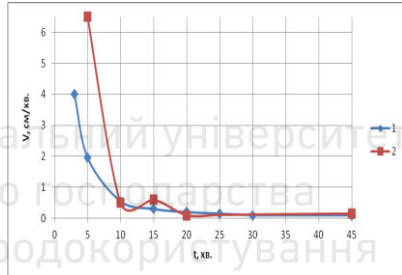


Рис. 3.4. Залежність швидкості підйому границі розділення фаз (V) від тривалості флоатації (t) активного мулу при $P_{нас} = 0,2$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. при початковій концентрації завислих речовин, г/дм³:

1 – 4,2; 2 – 6,86

Добре видно (див. рис. 3.5), що концентрація забруднень в очищеній воді різко зменшується після перших 20-30 хв. Окрім того, при дослідженні двох модельних суспензій з різними вихідними концентраціями активного мулу, а саме 4,2 г/дм³ та 6,86 г/дм³ встановлено, що при тиску 0,2 МПа тривалість флоатації зменшується порівняно із даними, одержаними при тиску насичення 0,1 МПа.

Ефекти очищення модельних суспензій (рис. 3.6) з різними початковими концентраціями завислих речовин (4,2 г/дм³ і 6,86 г/дм³)



швидко зростають в перші 15-20 хв. Найбільші ефекти за короткий час флотації було одержано при тиску насичення 0,2 МПа.

При концентрації мулової суміші порядку 4 г/дм³ і тривалості 20 хв. ефект очищення становив понад 95%, при тривалості 30 хв. – 98%, а при концентрації порядку 7 г/дм³ і тривалості 30-40 хв. – 94%.

Отже з проведених дослідів видно, що при флотаційному відокремленні мулової суміші від води досягається високий ефект розділення фаз – 94–98% за відносно малий проміжок часу – 20-30 хв.

Як очевидно із проведених досліджень, тривалість флотації потрібно приймати в залежності від концентрації завислих речовин у вихідній стічній воді (див. рис. 3.5). Для висококонцентрованих стічних вод тривалість може досягати 60 хв. і більше. Меншу тривалість обробки і відповідно більшу ефективність очищення стічних вод за завислими речовинами одержано при використанні тиску насичення 0,2 МПа (див. рис. 3.6).

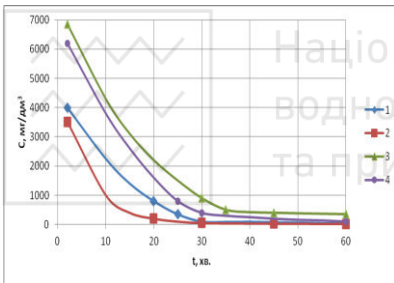


Рис. 3.5. Залежність концентрації завислих речовин в очищеній воді (С) від тривалості флотації активного мулу (t) при тиску насичення P і початковій концентрації завислих речовин $C^{3P}_{поч}$:

- 1 – $P = 0,1$ МПа, $C^{3P}_{поч} = 4,2$ г/дм³;
- 2 – $P = 0,2$ МПа, $C^{3P}_{поч} = 4,2$ г/дм³;
- 3 – $P = 0,1$ МПа, $C^{3P}_{поч} = 6,86$ г/дм³;
- 4 – $P = 0,2$ МПа, $C^{3P}_{поч} = 6,86$ г/дм³

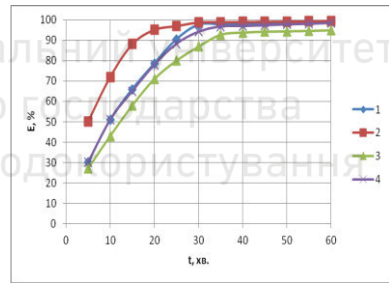


Рис. 3.6. Залежність ефекту очищення за завислими речовинами (E) від тривалості флотації активного мулу (t) при тиску насичення P і початковій концентрації завислих речовин $C^{3P}_{поч}$:

- 1 – $P = 0,1$ МПа, $C^{3P}_{поч} = 4,2$ г/дм³;
- 2 – $P = 0,2$ МПа, $C^{3P}_{поч} = 4,2$ г/дм³;
- 3 – $P = 0,1$ МПа, $C^{3P}_{поч} = 6,86$ г/дм³;
- 4 – $P = 0,2$ МПа, $C^{3P}_{поч} = 6,86$ г/дм³

3.1.2. Ущільнення активного мулу методом напірної флотації

Для проведення досліджень процесу флотаційного ущільнення активного мулу було використано експериментальну установку (див. рис. 2.1) і модельні суспензії (див. табл. 2.1). Дослідження здійснено при тиску



насичення мулової суміші повітрям 0,1 МПа та 0,2 МПа, тривалості насичення води повітрям 4 хв.

Спостереження за процесом флотаційного ущільнення активного мулу проведено протягом 24 год. В процесі досліджень визначено вологість ущільненого активного мулу, ефект зневоднення через певні проміжки часу флотації.

Вологість та ефект зневоднення активного мулу змінюються досить повільно в процесі напірної флотації, оскільки в активному мулі при зневодненні спостерігається різке збільшення кількості колоїдно-зв'язаної води, через що погіршується процес водовіддачі. Проте процес водовіддачі активного мулу при напірній флотації з тиском насичення 0,1 МПа (рис. 3.7, 3.8) проходить гірше в порівнянні з процесом в дослідях, що проводилися при тиску насичення 0,2 МПа (рис. 3.9, 3.10).

Процес ущільнення шлам триває досить довго, може досягати більше 8 год., а тому ущільнений шлам може зневоднюватись до вологості 95-90% в залежності від ступеня розбавлення та тривалості ущільнення.

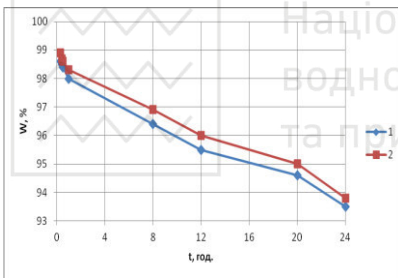


Рис. 3.7. Залежність вологості ущільненого активного мулу (W) від тривалості флотації (t) при $P_{нас} = 0,1$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. при початковій концентрації завислих речовин, г/дм³:

1 – 4,2; 2 – 6,86

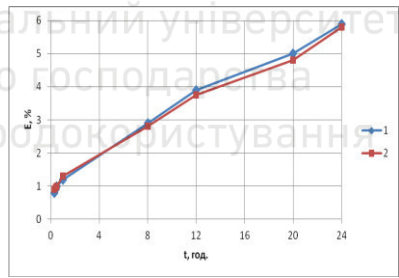


Рис. 3.8. Залежність ефекту зневоднення активного мулу (E) від тривалості флотації (t) при $P_{нас} = 0,1$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. при початковій концентрації завислих речовин, г/дм³:

1 – 4,2; 2 – 6,86

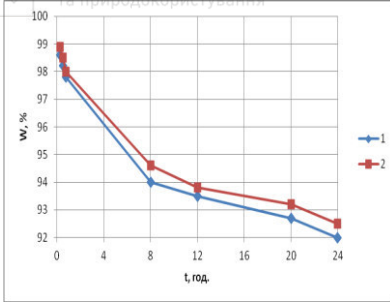


Рис. 3.9. Залежність вологості ущільненого активного мулу (W) від тривалості флоатації (t) при $P_{нас} = 0,2$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. при початковій концентрації завислих речовин, $г/дм^3$:

1 – 4,2; 2 – 6,86

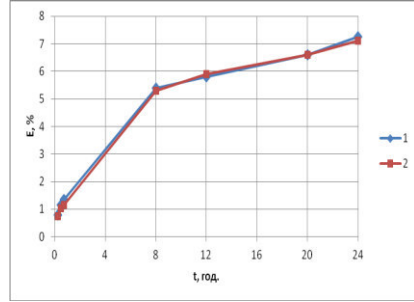


Рис. 3.10. Залежність ефекту зневоднення активного мулу (E) від тривалості флоатації (t) при $P_{нас} = 0,2$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. при початковій концентрації завислих речовин, $г/дм^3$:

1 – 4,2; 2 – 6,86

При порівнянні результатів досліджень при різному тиску насичення – 0,1 та 0,2 МПа можна відзначити, що процес флоатаційного ущільнення надлишкового активного мулу проходить краще та інтенсивніше при більшому тиску насичення. Хоча очевидно, що навіть при тиску насичення 0,1 МПа процес флоатаційного зневоднення має задовільні результати і в будь-якому випадку протікає краще ніж традиційне гравітаційне ущільнення. Тому більш низька вологість шламу при флоатаційному ущільненні є основною перевагою цього процесу перед відстоюванням осаду (рис. 3.11).

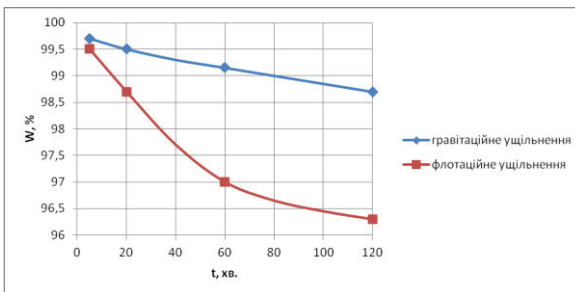


Рис. 3.11. Залежність вологості активного мулу (W) від часу (t) при різних методах ущільнення



Вологість змінюється від 99,7 до 96,3% (об'єм осаду зменшується більш, ніж в 12 разів) при тривалості зневоднення 2 год. за допомогою напірної флотації з тиском насичення 0,2 МПа, тоді як гравітаційний метод дає за такий же час зниження вологості від 99,7 до 98,8% (зменшення об'єму в 4 рази).

3.1.3. Дослідження біокоагуляції-флотації для попереднього очищення стічних вод від токсичних забруднюючих речовин

Сорбційну властивість активного мулу можна використати в процесі біокоагуляції-флотації для видалення із стічних вод підприємств легкої промисловості барвників, йонів важких металів, присутність яких спричиняє порушення процесів біологічного очищення стічних вод в аеротенках внаслідок їх токсичної дії на мікроорганізми активного мулу. Так, чимало барвників, особливо металовмісні, є шкідливими для гідробіонтів. Навіть для прямих, кислотних, основних і дисперсних барвників допустима концентрація обмежена 1 мг/дм³ через присутність в них миш'яку, кадмію, ртуті, хрому, міді, цинку, свинцю, кобальту, які було знайдено в досліджених близько 900 виготовлених продуктах таких барвників [34]. Бензидинові барвники є канцерогенними речовинами. Азобарвники негативно діють на гідробіонтів. Прямі барвники (фіолетовий С і чорний С), а також пігменти (зелений фталоціановий, жовтий, фіолетовий, бордо та яскраво-оранжевий антрахіноновий) спричиняють порушення функції печінки і нирок.

Допустимі концентрації йонів важких металів в стічних водах при надходженні їх на споруди біологічного очищення становлять, мг/дм³: хрому (VI) – 0,1; хрому (III) – 2,5; міді – 0,5; нікелю – 0,5; цинку – 1; кобальту – 1; свинцю – 0,1; кадмію – 0,1 [21].

3.1.3.1. Видалення із стічних вод барвників

Завданням досліджень було встановлення ефекту очищення стічних вод від барвників методом флотаційної біокоагуляції в залежності від концентрації активного мулу в стічній воді; об'єму та висоти шлама, ступеня прояснення і знебарвлення модельних суспензій від тривалості флотаційної біокоагуляції.

Для дослідження процесу біокоагуляції-флотації було використано експериментальну установку (див. рис. 2.1). Стічну воду з активним мулом з каналізаційних очисних споруд подавали в скляний циліндр. Розчин барвника насичували повітрям в напірному баку при тиску 0,2 МПа і



тривалості насичення 4 хв., а потім подавали в скляний циліндр для флотаційної біокоагуляції.

В результаті досліджень встановлено кінетичні залежності процесу флотаційної біокоагуляції, визначено об'єм та висоту флотаційного шламу, ступінь прояснення та ефект знебарвлення стічної води від тривалості та концентрації активного мулу (рис. 3.12-3.15), гідродинамічні залежності (рис. 3.16).

Об'єм та висота шламу протягом перших 15-20 хв. стрімко зменшуються (див. рис. 3.12, 3.13), після чого криві набувають малозмінного характеру і після 30 хв. стають практично прямими, причому у пробах із більшою концентрацією активного мулу дані процеси протікають стрімкіше.

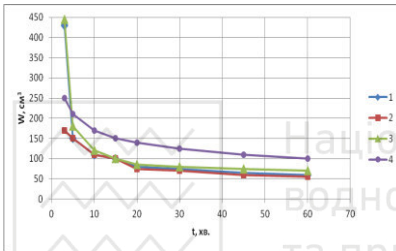


Рис. 3.12. Залежність об'єму шламу (W) від тривалості флотації (t) модельних суспензій при $P_{нас} = 0,2$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. і початкових концентраціях активного мулу, г/дм³:

1 – 1; 2 – 1,6; 3 – 0,94; 4 – 2,44

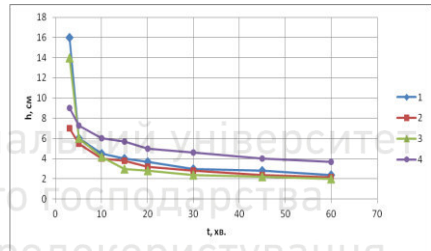


Рис. 3.13. Залежність висоти шламу (h) від тривалості флотації (t) модельних суспензій при $P_{нас} = 0,2$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. і початкових концентраціях активного мулу, г/дм³:

1 – 1; 2 – 1,6; 3 – 0,94; 4 – 2,44

Очевидно, що вже через 5 хв. флотації досягнуто значного ефекту очищення модельних суспензій від завислих речовин – 78%, від барвника – 60% при концентрації активного мулу 1,6 г/дм³ (див. рис. 3.14, 3.15).

При збільшенні концентрації активного мулу в модельних суспензіях (див. рис. 3.15) поступово підвищується ефект видалення барвника з води, але при досягненні ефекту близько 60% і при подальшому збільшенні концентрації не відбувається помітних змін, і крива виходить майже на горизонтальну пряму лінію.

Отже, з проведених дослідів видно, що при флотаційній біокоагуляції муловою сумішшю досягається високий ефект прояснення і знебарвлення за відносно малий проміжок часу.

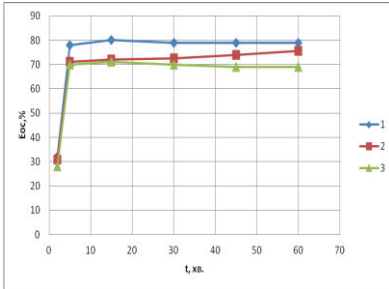


Рис. 3.14. Залежність ефекту очищення модельних суспензій (E_{oc}) за завислими речовинами від тривалості флотації (t) модельних суспензій при $P_{нас} = 0,2$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. і початкових концентраціях активного мулу, $г/дм^3$:
1 – 1,6; 2 – 0,94; 3 – 2,44

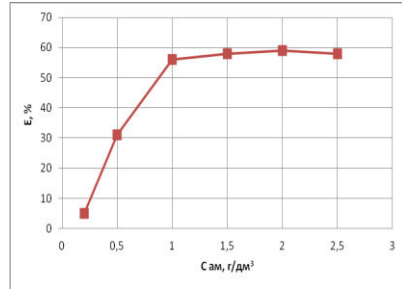


Рис. 3.15. Залежність ефекту очищення води від барвника (E) методом флотаційної біокоагуляції від концентрації активного мулу при $P_{нас} = 0,2$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв.

При збільшенні тривалості часу флотаційної біокоагуляції швидкість підйому границі поділу фаз між водою та активним мулом (див. рис. 3.16) сповільнюється у всіх пробах з різними концентраціями, а от на початковій стадії цього процесу у пробах з меншими і більшими концентраціями це явище відбувається з різними швидкостями: у пробах з більшими концентраціями повільніше, а з меншими - швидше.

Чим більша концентрація активного мулу в досліджуваній пробі (рис. 3.17), тим менше необхідно часу для протікання процесу флотації і навпаки. При концентрації активного мулу порядку $2,4$ $г/дм^3$ оптимальний час становить 15 хв.

Оптимальний час прояснення (рис. 3.18) знаходиться в межах 17–20 хв. для досягнення ефекту видалення завислих речовин близько 75%.

Отже, з проведених дослідів видно, що при використанні методу флотаційної біокоагуляції для видалення із стічної води барвника досягається достатньо високий ефект очищення ($E = 60\%$) за відносно малим проміжком часу, кольоровість очищеної води різко зменшується, при цьому вода стає більш прозорою та проясненою – $E_{oc} = 70-80\%$.



Рис. 3.16. Залежність швидкості підйому межі поділу фаз (V) від тривалості флоатації (t) модельних суспензій при $P_{нас} = 0,2$ МПа, $t_{нас} = 4$ хв. і початкових концентрацій активного мулу, г/дм³:

1 – 1; 2 – 1,6; 3 – 0,94; 4 – 2,44

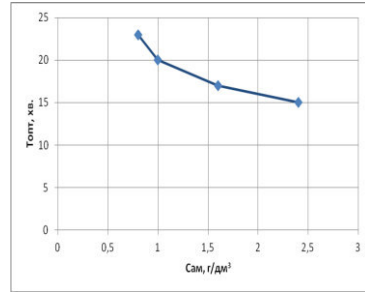


Рис. 3.17. Залежність тривалості флоатаційної біокоагуляції ($T_{опт}$) від концентрації активного мулу в модельних суспензіях ($C_{ам}$)

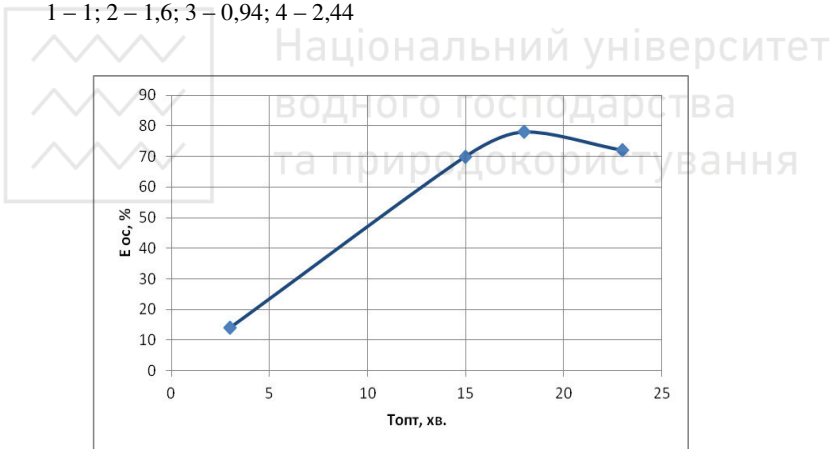


Рис. 3.18. Графік залежності ефекту очищення від оптимальної тривалості прояснення

Таким чином, для практичного застосування флоатаційної біокоагуляції в умовах реальних очисних споруд потрібно приймати тривалість обробки стічних вод порядку 30-40 хв., а в деяких випадках навіть зменшити до 20 хв, забезпечити аерацію, що дозволить суттєво знизити концентрацію барвників [290], БСК, жирів, СПАР, нафтопродуктів [291], йонів важких металів [295], які містяться у стічних водах, і, тим самим, зменшити відповідно навантаження на подальші біологічні очисні споруди, необхідні



об'єми аеротенків і витрати повітря на аерацію, виключити з технологічної схеми ущільнювачі надлишкового активного мулу, знизити вологість шламу (до 90%) та об'єми осадів, що підлягають обробці в метантенках та інших спорудах, і тим самим зменшити їх розміри.

3.1.3.2. Видалення із стічних вод йонів міді

Завданням досліджень було визначити ефективність очищення стічних вод від йонів міді за допомогою активного мулу і необхідну дозу активного мулу при використанні флотаційної біокоагуляції для видалення йонів міді.

Модельні розчини з концентрацією йонів міді, мг/дм^3 : 0,5; 1; 2; 3; 5 і 8, насичували повітрям в напірному баку експериментальної установки (див. рис. 2.1) при тиску 0,2 МПа і тривалості насичення води повітрям 4 хв., після чого виливали в циліндр для дослідження процесу біокоагуляції-флотації.

Дослідження показали, що при різних концентраціях міді і дозах активного мулу 100-300 мг/дм^3 найкращий ефект очищення спостерігається через 15-20 хв. процесу біокоагуляції-флотації (від початку змішування в циліндрі насиченого повітрям модельного розчину міді і суспензії активного мулу). Отже, для подальших досліджень було прийнято тривалість процесу рівною 20 хв.

При збільшенні концентрації міді у вихідному розчині відбувається сподіване зменшення концентрації в очищеному біокоагуляцією-флотацією розчині (табл. 3.1).

Таблиця 3.1

Концентрації йонів міді в проясненій воді після біокоагуляції-флотації

Доза активного мулу, мг/дм^3	Концентрація міді в модельному розчині, мг/дм^3					
	0,5	1	2	3	5	8
100	0,011	0,036	0,101	0,172	0,554	1,309
200	0,014	0,0309	0,06	0,124	0,267	0,559
300	0,005	0,026	0,58	0,099	0,107	0,409

Результати визначення ефекту видалення йонів міді із модельних розчинів (рис. 3.19) свідчать про те, що найбільші ефекти видалення міді було досягнуто при дозах активного мулу 200 і 300 мг/дм^3 при концентраціях йонів міді понад 2 мг/дм^3 порядку 95%, при менших концентраціях міді – 1-2 мг/дм^3 досягали 97%, а при 0,5 мг/дм^3 і дозі активного мулу 300 мг/дм^3 – 99%.



Було проведено розрахунок показника питомої маси міді $m_{нит}$, затриманої 1 г активного мулу в процесі біокоагуляції-флотажі впродовж 20 хв., за формулою:

$$m_{нит} = \frac{C_{поч} - C_{кін}}{D_{AM}} 1000, \text{ мг/г}, \quad (3.3)$$

де $C_{поч}$, $C_{кін}$ – відповідно початкова і кінцева концентрації міді у воді, мг/дм³; D_{AM} – доза активного мулу, мг/дм³.

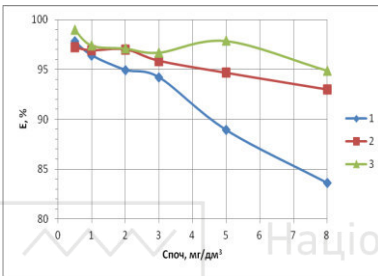


Рис. 3.19. Залежність ефекту вивалення міді (E) з води від початкової концентрації міді ($C_{поч}$) при дозах активного мулу, мг/дм³:

1 – 100; 2 – 200; 3 – 300

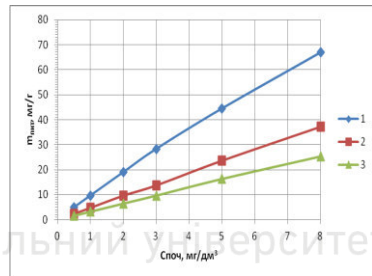


Рис. 3.20. Залежність питомої маси міді ($m_{нит}$), затриманої 1 г активного мулу, від її початкової концентрації ($C_{поч}$) при дозах активного мулу, мг/дм³:

1 – 100; 2 – 200; 3 – 300

Слід зауважити, що при збільшенні концентрації міді величина питомої маси, затриманої 1 г активного мулу, зростає (рис. 3.20). Якщо порівняти питому масу міді, затриманої 1 г активного мулу, при зростанні дози мулу, то найбільші питомі маси міді спостерігались при найменшій – 100 мг/дм³, а найменші – при найбільшій дозі – 300 мг/дм³.

Отримані результати свідчать про можливість суттєвого зниження забрудненості і токсичності стічних вод при попередній обробці їх надлишковим активним мулом в процесі біокоагуляції-флотажі.

Для практичного застосування активного мулу для біокоагуляції-флотажі потрібно враховувати, що тривалість процесу повинна бути не менше 20 хв., дозу активного мулу потрібно приймати 200-300 мг/дм³ в залежності від початкової концентрації міді в стічних водах. Потрібно враховувати якість надлишкового активного мулу: при незадовільній роботі аеротенків, спуханні активного мулу, дози активного мулу будуть інші і їх потрібно визначати шляхом експериментального дослідження в кожному випадку.



3.2. Використання електрокоагуляції-флотації для попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод

Завданням досліджень було встановлення основних параметрів процесу електрокоагуляції-флотації, визначення впливу негативних факторів, які перешкоджають процесам очищення, та досягнення ефективного очищення стічної води.

Дослідження проведено на модельних розчинах, які було приготовлено шляхом розбавлення молока відстоюною водопровідною водою, з концентрацією органічних речовин за ХСК – 1200-1600 мг/дм³.

Для очищення стічних вод переважно використовують залізни (сталеві) електроди, тоді як для підготовки питної води - алюмінієві [296, 297]. Внаслідок дії сорбційних сил та електростатичних сил Ван-дер-Ваальса відбувається сорбція пластівцями $Fe(OH)_2$ та $Fe(OH)_3$ забруднень води та абсорбція електролітичного газу (водню). Утворені агрегати під впливом сили Архімеда рухаються до поверхні поділу фаз «рідина-газ» - відбувається флотація агломератів домішок.

Основні технологічні параметри процесу електрокоагуляції-флотації, що було досліджено: витрату води, яка проходить через установку (2.1); густину струму i (2.2); питому витрату струму D (2.3); електричну потужність установки P (2.4); витрату електричного струму W , Вт·год. (2.5).

Дослідження проведено при постійній витраті води через установку, яка становила 0,07 м³/год.

У процесі експерименту визначено такі параметри: напругу та силу струму на електродах, температуру води, висоту шламу у камері електрокоагуляції $h_{ш}$ та на відстані 1, 3 і 5 см від перегородки, що розділяє установку на камери електрокоагуляції та флотації.

Аналіз одержаних залежностей (рис. 3.21-3.24) показав, що зростання сили струму до $I=5,4-5,75$ А при напрузі $U=40$ В і тривалості електрокоагуляції-флотації, наприклад, 30 хв., що характеризує оптимальні умови проведення процесу, призводить до збільшення шламоутворення в камері флотації: висота шару шламу зростає ~ в 2 рази (див. рис. 3.23), порівняно з дослідом при $I = 2,9-3,9$ А і напрузі $U = 35-36$ В (див. рис. 3.22) і ~ в 4,5 рази, порівняно з дослідом при $I = 2-4$ А, напрузі $U = 16-20$ В (див. рис. 3.21, графіки 3, 4) і при $I = 2,2-3,6$ А, $U = 15-16$ В (див. рис. 3.24, графіки 3, 4).

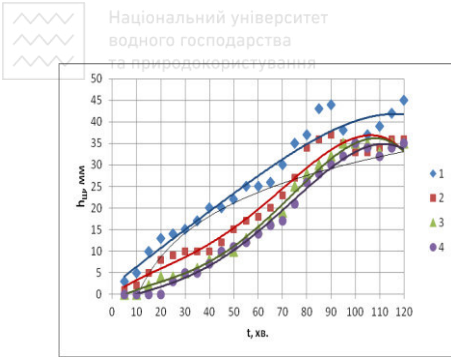


Рис. 3.21. Залежність висоти шламу ($h_{ш}$) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при $U = 16-20$ В, $I = 2-4$ А:

1 – в камері електролізу; 2,3,4 – на відстані відповідно 1; 3; 5 см від перегородки

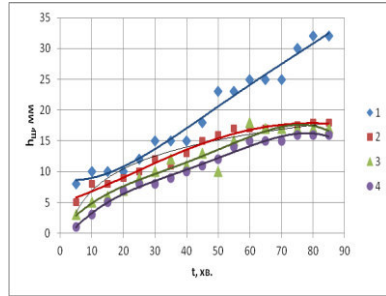


Рис. 3.22. Залежність висоти шламу ($h_{ш}$) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при $U = 35-36$ В, $I = 2,9-3,9$ А:

1 – в камері електролізу; 2,3,4 – на відстані відповідно 1; 3; 5 см від перегородки

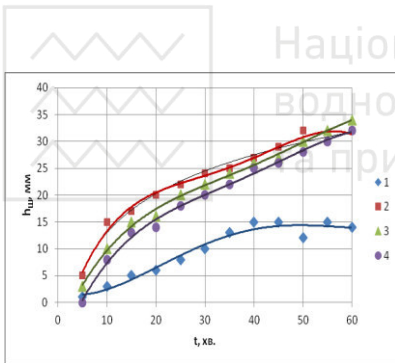


Рис. 3.23. Залежність висоти шламу ($h_{ш}$) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при $U = 40$ В, $I = 5,4-5,75$ А:

1 – в камері електролізу; 2,3,4 – на відстані відповідно 1; 3; 5 см від перегородки

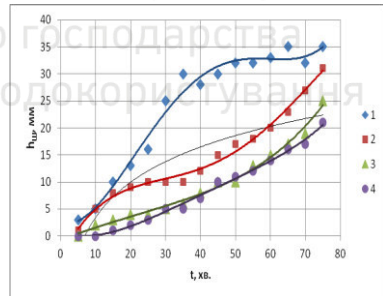


Рис. 3.24. Залежність висоти шламу ($h_{ш}$) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при $U = 15-16$ В, $I = 2,2-3,6$ А:

1 – в камері електролізу; 2,3,4 – на відстані відповідно 1; 3; 5 см від перегородки

При збільшенні тривалості електрокоагуляції-флотації до 45 хв. зростання сили струму до $I = 5,4-5,75$ А при напрузі $U = 40$ В призводить до росту висоти шламу \sim в 2,5 рази порівняно з дослідом при $I = 2,9-3,9$ А і напрузі $U = 35-36$ В (див. рис. 3.22), \sim в 3,5 рази – з дослідом при $I = 2-4$



А, напрузі $U = 16-20$ В (див. рис. 3.21, графіки 3, 4) і понад 3 рази – при $I = 2,2-3,6$ А, $U = 15-16$ В (див. рис. 3.24, графіки 3, 4).

За результатами досліджень визначено технологічні показники роботи електрокоагулятора-флотатора: ефекти очищення стічних вод від завислих речовин; від органічних речовин за ХСК E , %; температура стічної води T , °С; сила струму I , А; густина струму i , А/м²; питома витрата струму D , А·год/м²; електрична потужність установки P , Вт; витрата електричного струму W , Вт·год, у розрахунку на добу тривалість роботи.

В результаті досліджень процесу очищення модельних розчинів електрокоагуляцією-флотацією одержано високу ефективність видалення органічних речовин за показником ХСК при початковому ХСК – 1560 мг/дм³. Як видно з кінетичних кривих (рис. 3.25), при тривалості процесу 30-40 хв. досягнуто високих ефектів очищення – 80-86% при густині струму 20 А/м², 90-94% при густині струму 40 А/м², що дозволяє рекомендувати такий час перебування в спорудах при очищенні стічних вод молокозаводу. Подальше збільшення тривалості процесу незначно збільшує ефективність видалення органічних речовин із стічних вод, проте призводить до збільшення об'ємів споруд і зайвих витрат електроенергії.

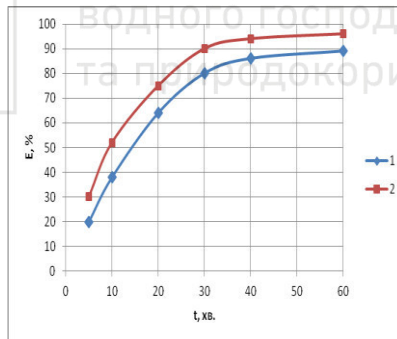


Рис. 3.25. Залежність ефекту очищення за ХСК (E) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при густині струму на електродах:

$$1 - i = 20 \text{ А/м}^2; 2 - i = 40 \text{ А/м}^2$$

Видалення із стічних вод у процесі очищення завислих речовин, які мали високодисперсний характер, досягало 98-96,4% в залежності від початкових концентрацій завислих речовин: 46-83 мг/дм³.

При збільшенні тривалості процесу електрокоагуляції-флотації спостерігали нагрівання стічної води, що обробляється. Найбільший ріст



температури (рис. 3.26) відповідає найбільшим значенням електричних параметрів, що досліджували: $U = 40$ В; $I = 5,4-5,75$ А.

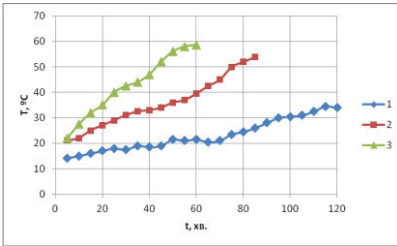


Рис. 3.26. Залежність температури стічної води (Т) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при параметрах:

1 – $U = 16 - 20$ В; $I = 2 - 4$ А; 2 – $U = 35 - 36$ В; $I = 2,9 - 3,9$ А; 3 – $U = 40$ В; $I = 5,4 - 5,75$ А

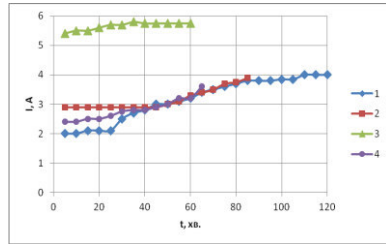


Рис. 3.27. Залежність сили струму (I) від тривалості електро-коагуляції-флотації (t) при напрузі:

1 – $U = 16 - 20$ В; 2 – $U = 35 - 36$ В;
3 – $U = 40$ В

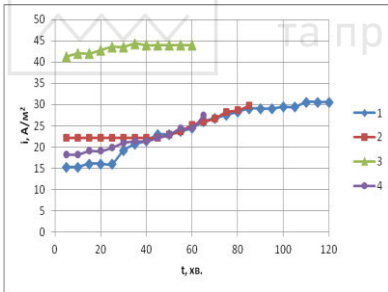


Рис. 3.28. Залежність густини струму (i) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при напрузі:

1 – $U = 16-20$ В, $I = 2-4$ А; 2 – $U = 35-36$ В, $I = 2,9-3,9$ А; 3 – $U = 40$ В, $I = 5,4-5,75$ А; 4 – $U = 15-16$ В, $I = 2,2-3,6$ А

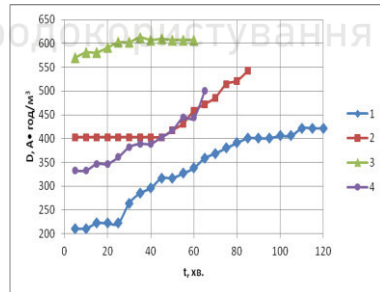


Рис. 3.29. Залежність питомої витрати струму (D) від тривалості електро-коагуляції-флотації (t) при напрузі:

1 – $U = 16-20$ В, $I = 2-4$ А; 2 – $U = 35-36$ В, $I = 2,9-3,9$ А;
3 – $U = 40$ В, $I = 5,4-5,75$ А; 4 – $U = 15-16$ В, $I = 2,2-3,6$ А

При збільшенні тривалості процесу спостерігали збільшення сили та густини струму на електродах, що призводить до збільшення витрат



електроенергії на проведення процесу електрокоагуляції-флотації (рис. 3.27, 3.28).

За результатами досліджень обчислено величини параметрів роботи установки електрокоагуляції-флотації: питомої витрати струму D , $A \cdot \text{год}/\text{м}^3$, (рис. 3.29), потужності P , Вт, (рис. 3.30) і добової витрати струму W , $\text{Вт}/\text{добу}$, (рис. 3.31).

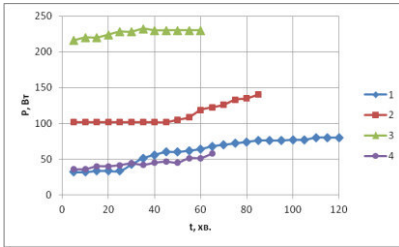


Рис. 3.30. Залежність потужності (P) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при напрузі:

1 – $U = 16-20 \text{ В}$, $I = 2-4 \text{ А}$; 2 – $U = 35-36 \text{ В}$, $I = 2,9-3,9 \text{ А}$; 3 – $U = 40 \text{ В}$, $I = 5,4-5,75 \text{ А}$; 4 – $U = 15-16 \text{ В}$, $I = 2,2-3,6 \text{ А}$

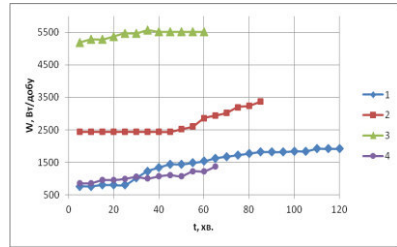


Рис. 3.31. Залежність добової витрати струму (W) від тривалості електрокоагуляції-флотації (t) при напрузі:

1 – $U = 16-20 \text{ В}$, $I = 2-4 \text{ А}$; 2 – $U = 35-36 \text{ В}$, $I = 2,9-3,9 \text{ А}$; 3 – $U = 40 \text{ В}$, $I = 5,4-5,75 \text{ А}$; 4 – $U = 15-16 \text{ В}$, $I = 2,2-3,6 \text{ А}$

Одержані величини питомих витрат струму досить високі, що можна пояснити малою витратою модельного розчину, яка була установлена в лабораторному електрокоагуляторі-флотаторі, пасивацією електродів, адсорбцією на них речовин і утворенням на поверхні щільного шару нерозчинних сполук, що стало причиною великих витрат електроенергії на проведення процесів електрохімічного розчинення металу анодів, газотворення та ін.

Очевидно зростання показників питомої та добової витрат струму, потужності як від тривалості роботи, так і від електричних параметрів: напруги і сили струму.

Отже, при виборі електричних параметрів роботи потрібно не тільки забезпечити високу ефективність очищення стічної води від забруднюючих речовин, а й обрати процес з мінімальними витратами електроенергії.

Як показали результати досліджень, питома витрата струму зростає прямо пропорційно силі струму (див. рис. 3.32) [298].

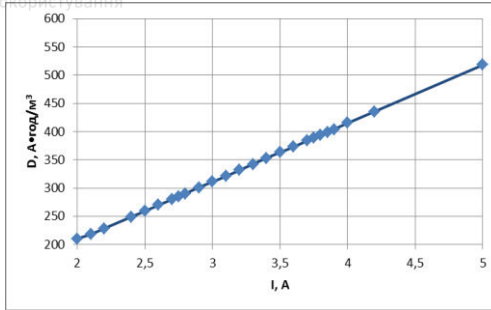


Рис. 3.32. Залежність питомої витрати струму (D) від сили струму (I)

В процесі електрохімічного очищення стічних вод від забруднень проведено спостереження за станом поверхонь електродів із 8 залізних пластин, установлених на відстані 10 мм в камері електрокоагуляції, і за процесом утворення на електродах осадів, контролювали температуру модельного розчину та електричні параметри роботи електролізера.

В процесі роботи електролізера на поверхні анодних пластин спостерігали накопичення желеподібного осаду, який легко видалявся навіть у процесі динамічної дії водного потоку. Після видалення осаду на поверхні анодних пластин спостерігали велику кількість дрібних заглиблень, в окремих місцях менш покритих осадом (в місцях активного процесу окиснення аноду), з'являлись глибокі пошкодження металу.

Поверхня катодів була покрита щільним жовтувато-сірим осадом, при взаємодії якого із соляною кислотою виділявся вуглекислий газ, що вказувало на вміст в осаді карбонатних солей твердості.

3.3. Встановлення раціональних технологічних показників анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод

3.3.1. Визначення ступеня очищення стічних вод в пусковий період роботи експериментальної установки

Для дослідження процесів анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод використано експериментальну установку (рис. 2.3), в якій на початку роботи здійснено нарощування біомаси обростань волокнистих носіїв. Для контролю за процесом очищення проведено визначення концентрацій забруднюючих речовин в біореакторах на різних ступенях обробки.



Значне зниження концентрації азоту амонійного було досягнуто на 45 день роботи установки (див. рис. 3.33). Подальше збільшення пов'язано з втручанням в роботу біореактора (зміна концентрації вихідного модельного розчину, часткове очищення носіїв та ін.). Але воно позначилось на роботі в основному аноксидного біореактора I ступеня. Порушень в роботі аноксидного II ступеня та аеробного біореакторів не помічено.

Характер зміни концентрацій азоту нітритів у часі (див. рис. 3.34) був подібним до зміни концентрацій азоту амонійного. Після 45 днів роботи установки спостерігалось стабільне зниження концентрації азоту нітритів.

Дослідження вмісту азоту нітратів в стічній воді від тривалості роботи установки показали зниження концентрації азоту нітратів (див. рис. 3.35), що можна пояснити поступовим збільшенням інтенсивності процесу денітрифікації в товщі біоплівки, яка з часом утворилась на поверхні носіїв. В товщі біоплівки відбуваються анаеробні процеси за відсутності доступу кисню в глибині біообростань.

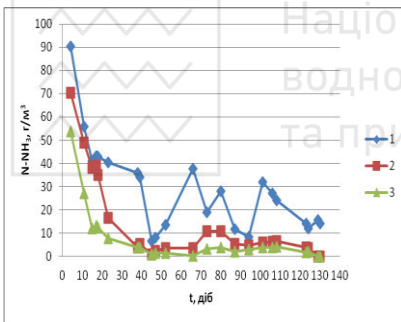


Рис. 3.33. Залежність концентрації $N-NH_3$ в стічній воді в процесі очищення від тривалості роботи установки (t):

1 – в аноксидному біореакторі I ступеня; 2 – в аноксидному II ступеня; 3 – в аеробному

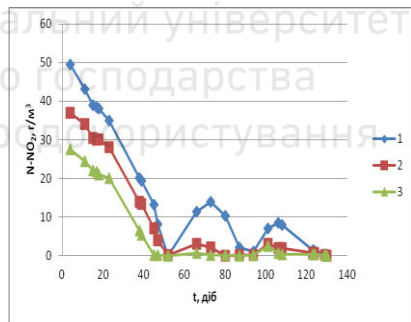


Рис. 3.34. Залежність концентрації $N-NO_2$ в стічній воді від тривалості роботи установки (t):

1 – в аноксидному біореакторі I ступеня; 2 – в аноксидному II ступеня; 3 – в аеробному

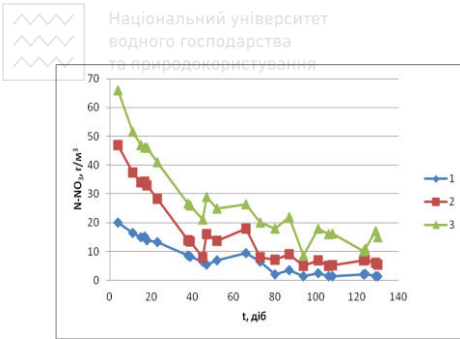


Рис. 3.35. Залежність концентрації $N-NO_3$ в стічній воді в процесі очищення від тривалості роботи установки (t):

- 1 – в аноксидному біореакторі I ступеня;
2 – в аноксидному II ступеня; 3 – в аеробному біореакторі

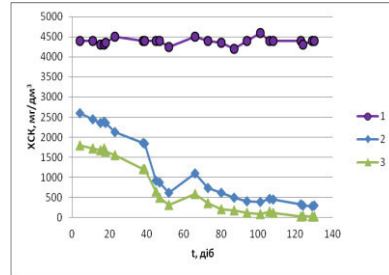


Рис. 3.36. Залежність показника ХСК в стічній воді в процесі очищення від тривалості роботи установки (t):

- 1 – в аноксидному біореакторі I ступеня; 2 – в аноксидному II ступеня; 3 – в аеробному

Наприкінці пускового періоду роботи установки було досягнуто високого ступеня очищення стічної води від органічних речовин за ХСК після анаеробного та аеробного ступенів біореакторів (див. рис. 3.36).

Показник ХСК в очищеній воді після анаеробного біореактора II ступеня становив 300 г/м^3 , аеробного – 20 г/м^3 .

Висока ефективність очищення води була досягнута вже через 1,5 місяці роботи: концентрація амонійного азоту – $0,9 \text{ г/м}^3$; нітритів – $0,15 \text{ г/м}^3$; нітратів – 21 г/м^3 , завдяки високій щільності іммобілізації мікроорганізмів на волокнах ВІЯ і створенню біоценозів, пристосованих до конкретних умов середовища, характерних для кожної секції біореакторів. Питома поверхня носіїв по мірі очищення стічної води зменшувалась від $3800\text{-}3700$ в анаеробних біореакторах до $380 \text{ м}^2/\text{м}^3$ в аеробному. Велика питома поверхня волокон завантаження типу ВІЯ забезпечила мікроорганізмам можливість активно іммобілізуватись, збільшуючи концентрацію біомаси в споруді.

Встановлено, що після нарощування біообростань на поверхні носіїв в пусковий період концентрація біомаси за сухою речовиною через 45 діб досягала 30 г на 1 дм^3 анаеробного біореактора і зменшувалась по мірі очищення води до $3,2$ – в аеробному.

Показники якості очищених модельних розчинів в пусковий період, що відповідають санітарним вимогам, свідчать про достатню концентрацію іммобілізованих мікроорганізмів в біореакторах на всіх стадіях анаеробно-аеробного процесу і забезпечення необхідних умов роботи біореакторів, після чого було визначено раціональні показники їх роботи.



Як свідчать одержані результати, в анаеробних біореакторах (див. рис. 3.37) приблизно через 4,5 місяці від початку роботи показник pH стабілізувався, завдяки створеному в анаеробних умовах біоценозу мікроорганізмів біологічних обростань і стабілізації біохімічного процесу.

В аноксидному біореакторі I ступеня (рис. 3.38) стабілізація умов середовища по показнику pH настала пізніше – через 6 місяців роботи, а в аеробних спостерігаються коливання показника pH в діапазоні 6,5-7,5.

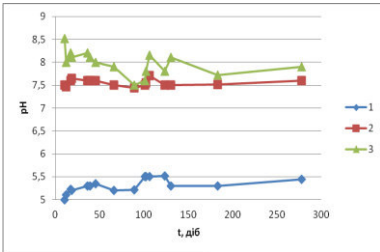


Рис. 3.37. Залежність показника pH в біореакторах від тривалості роботи установки (t):

1 – на вході в установку; 2 – в анаеробному біореакторі I ступеня; 3 – в анаеробному біореакторі II ступеня

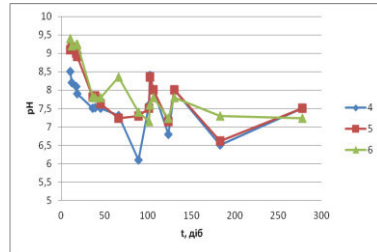


Рис. 3.38. Залежність показника pH в біореакторах від тривалості роботи установки (t):

4 – в аноксидному біореакторі I ступеня; 5 – в аноксидному біореакторі II ступеня; 6 – в аеробному біореакторі

На початку роботи установки спостерігали високе pH – 9 вже після анаеробного біореактора I ступеня, що можна пояснити денітрифікацією $NaNO_3$ і утворенням $NaOH$, а також йонів амонію та аміаку при біологічному розкладенні азотвмісних сполук.

Коли установку було виведено на проточний режим роботи і в біореакторах утворився біоценоз мікроорганізмів відповідний на кожному ступені (на 45 день роботи), показники pH знизились (див. рис. 3.37, 3.38). На виході з аеробного біореактора показник pH очищеної води установився в межах 7,3-7,8.

В аноксидному біореакторі I ступеня (рис. 3.38) стабілізація умов середовища за показником pH настала пізніше – через 6 місяців роботи, а в аеробних спостерігали коливання показника pH в діапазоні 6,5-7,5.



3.3.2. Постановка задачі та її реалізація

Метою досліджень було визначити ефективність очищення стічних вод від органічних сполук при використанні запропонованої анаеробно-аеробної біотехнології. Для досягнення максимальної ефективності очищення на кожній стадії потрібно визначити величину технологічних показників роботи очисних споруд: гідравлічного навантаження, навантаження за органічною речовиною на мул, окисної потужності, концентрації біомаси, іммобілізованої на носії ВІА.

Для біологічного очищення висококонцентрованих за органічною речовиною стічних вод пропонується багатоступеневе анаеробно-аеробне очищення з використанням багатомулової системи, реалізованої на п'яти модельних біореакторах: двох анаеробних (I та II ступенів), двох аноксидних (I, II ступенів) і аеробного, з'єднаних послідовно з перетоком води між ними. Використання для очищення висококонцентрованих стічних вод на перших ступенях анаеробного процесу дозволяє значно збільшити ефективність деструкції органічних речовин, порівняно з аеробним, при суттєвому зменшенні питомого приросту активного мулу [299]. Розділення процесів очищення на ступені дозволяє при зменшенні концентрації органічних речовин на кожному наступному ступені досягти глибокого очищення висококонцентрованих стічних вод.

На кожному ступені відбувається розвиток специфічного біоценозу за рахунок автоселекції мікроорганізмів, найбільш пристосованих до даних умов. З метою збільшення концентрації біомаси в біореакторах встановлено носії зі штучного волокна, на яких прикріплюються й утримуються селекціоновані на даному ступені очищення гідробіонти.

В анаеробних біореакторах вилучення і трансформацію органічних речовин до більш простих сполук здійснюють гетеротрофні бактерії-анаероби. В аноксидних відбувається розкладення тих речовин, що утворились в анаеробних умовах, факультативними анаеробами і бактеріями-аеробами переважно в I ступені аноксидного біореактора, і нітрифікація та денітрифікація – в II ступені аноксидного біореактора та аеробному біореакторі в процесі життєдіяльності автотрофних бактерій, найпростіших та дрібних тварин. У товщі біомаси мікроорганізмів в аноксидних умовах проходить процес денітрифікації за участю гетеротрофних бактерій. Мікроорганізми в біореакторах іммобілізуються на носіях, формується просторова сукцесія, утворюються трофічні ланцюги – ці процеси призводять до саморегулювання чисельності гідробіонтів, мінералізації органічної речовини біомаси і, як результат, зменшення кількості біомаси.



Концентрацію біомаси, іммобілізованої на носіях, і вільноплаваючого активного мулу визначали ваговим методом за сухою і беззольною речовиною.

3.3.3. Вплив гідравлічного навантаження на ефективність очищення стічних вод

Для характеристики режиму роботи споруд біологічного очищення одним із параметрів є гідравлічне навантаження, за допомогою якого можна збалансувати роботу споруди за кількістю стічної води, яка проходить через споруду, масообміном, що відбувається в ній, здатністю носія до утримування біомаси на своїй поверхні та ін.

Необхідно приймати для біореакторів такі величини гідравлічного навантаження, при яких буде здійснено ефективне очищення стічних вод з одночасним утримуванням біомаси на поверхні носія і забезпечуванням масообміну в анаеробній та аноксидній секціях і повітрям аеробної секції.

Дослідження проводили на лабораторній установці (рис. 2.3, табл. 2.5) в проточному режимі: витрата модельного розчину (табл. 2.4) становила 210-7776 см³/добу, гідравлічне навантаження на одну споруду – 0,27-9,9 м³/(м³·добу). Концентрація органічних речовин за ХСК на вході становила 4400 мг/дм³.

Ефективність очищення визначали за концентраціями органічних речовин (ХСК) на вході і виході з анаеробного, аноксидного та аеробного ступенів очищення окремо. Гідравлічне навантаження визначали із розрахунку на 1 м³ об'єму води в обох анаеробних, обох аноксидних і одному аеробному біореакторах і виражали в м³/(м³·добу).

Результати (рис. 3.39-3.41) свідчать про зниження ефекту за ХСК при збільшенні гідравлічного навантаження на всіх етапах очищення: в анаеробних, аноксидних і аеробних умовах. Очевидно, що при збільшенні гідравлічного навантаження зменшується час і погіршуються показники якості очищеної води.

Високого ефекту очищення стічних вод від органічних забруднень досягнуто в анаеробних і аноксидних секціях при гідравлічному навантаженні до 2 м³/(м³·добу) (тривалість анаеробного і аноксидного процесів – 12 год, для порівняння в метантенках при мезофільних умовах – 10-20 дів [131]) – відповідно понад 70% і 60%; в аеробній секції при гідравлічному навантаженні до 4 м³/(м³·добу) – понад 50%.

Одержані значення гідравлічних навантажень біореакторів такі, як для крапельних біофільтрів – 1-3 м³/(м³·добу) [29], що повинні забезпечити приріст і відторгнення з наступним виносом із споруди біоплівки, але слід



зважаючи на те, що при роботі біофільтрів часто відбувається замулення завантаження, що є причиною незадовільної їх роботи.

В запропонованій біотехнології при влаштуванні багатомулової системи біореакторів із утворенням в гідробіоценозах споруд просторової сукцесії гідробіонтів різних трофічних рівнів і умов для виїдання надлишкової біомаси призначенням параметра гідравлічне навантаження ϵ , на відміну від біофільтрів, не винесення відторгненої біомаси, а створення необхідних умов для життєдіяльності гідробіонтів.

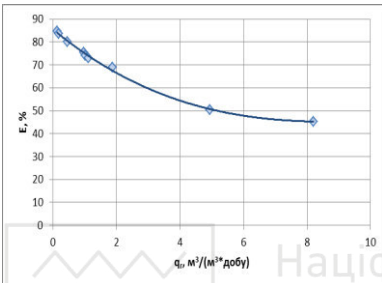


Рис. 3.39. Залежність ефекту очищення стічних вод за ХСК (E) в анаеробних секціях в залежності від гідравлічного навантаження (q_r)

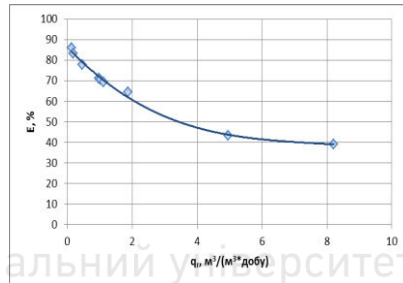


Рис. 3.40. Залежність ефекту очищення стічних вод за ХСК (E) в аноксидних секціях в залежності від гідравлічного навантаження (q_r)

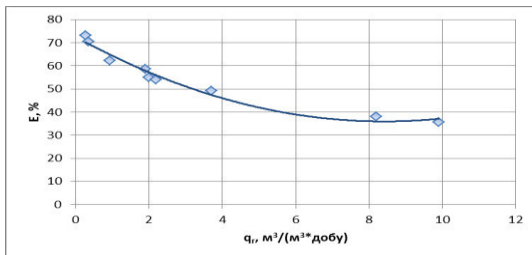


Рис. 3.41. Залежність ефекту очищення стічних вод за ХСК (E) в аеробній секції в залежності від гідравлічного навантаження (q_r)



3.3.4. Дослідження впливу навантаження за органічною речовиною на мул на ефективність очищення стічних вод

Навантаження за органічною речовиною є одним із основних технологічних параметрів роботи споруд біологічного очищення, з допомогою якого регулюється баланс співвідношення кількостей мас органічних забруднень, завислих речовин, біомаси мікроорганізмів, яку іммобілізує волокнистий носій, біомаси мікроорганізмів завислого мулу, кисню, який подається до поверхні носіїв в аноксидних і аеробній секціях. При перевищенні критичного значення навантаження може спостерігатись дефіцит кисню, і тоді виникають анаеробні та аноксидні умови.

Враховуючи, що контрольним параметром роботи очисних споруд є показник якості очищеної води, який визначали за концентрацією органічних речовин за ХСК, то досліджували вплив навантаження за органічною речовиною на мул на показник ХСК на виході зі споруди.

Навантаження за органічною речовиною визначали за показником ХСК стічної води на вході в споруду в розрахунку на беззольну речовину мулу і виражали в мг ХСК на 1 г беззольної речовини мулу за годину.

Досліди проводили на проточній моделі (рис. 2.3), що складалась з п'яти біореакторів і виконували визначення окремо для кожного біореактора.

Аналіз залежностей показує, що в анаеробних біореакторах можна досягти високих навантажень за органічною речовиною на мул, використовуючи в якості носіїв для іммобілізації мікроорганізмів високорозвинену поверхню штучних волокон типу ВІА. Навіть приймаючи для анаеробного біореактора I ступеня навантаження за органічною речовиною на мул 100 мг/(г·год) при ХСК на вході 4400 мг/дм³, на виході з останнього – аеробного біореактора можна одержати високу якість очищеної води – 160-200 мг/дм³ за ХСК.

В процесі досліджень спостерігалось зростання концентрації органічних речовин за ХСК у стічній воді на виході з біореакторів (рис. 3.42-3.46) і зменшення ефекту очищення стічної води за ХСК при збільшенні початкової концентрації органічних речовин на вході в біореактори різних ступенів (рис. 1-5, додаток А) і, відповідно, при зростанні органічного навантаження на біомасу (рис. 3.47-3.51).

Для анаеробного біореактора I ступеня при збільшенні початкової концентрації органічних речовин від 500 до 4400 мг/дм³ ефект очищення за ХСК зменшується з 90% до 46%; для анаеробного II ступеня спостерігається теж зменшення ефекту очищення за ХСК з 81% до 59% при збільшенні початкової концентрації органічних речовин від 100 до 2400 мг/дм³.

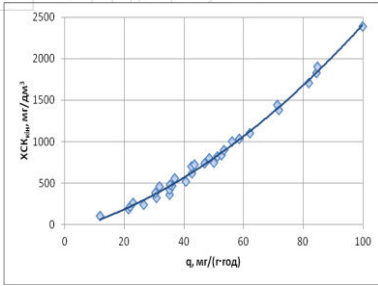


Рис. 3.42. Залежність концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{СК_{кин}}$) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) для анаеробного біореактора I ступеня

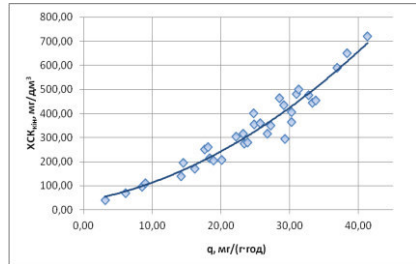


Рис. 3.43. Залежність концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{СК_{кин}}$) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) для анаеробного біореактора II ступеня

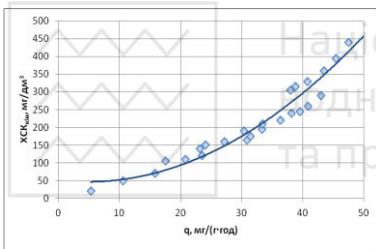


Рис. 3.44. Залежність концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{СК_{кин}}$) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) для аноксидного біореактора I ступеня

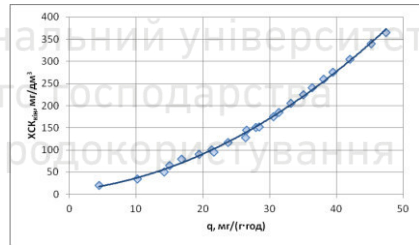


Рис. 3.45. Залежність концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{СК_{кин}}$) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) для аноксидного біореактора II ступеня

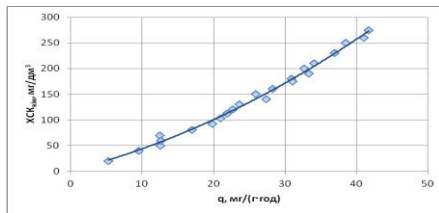


Рис. 3.46. Залежність концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{СК_{кин}}$) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) для аеробного біореактора

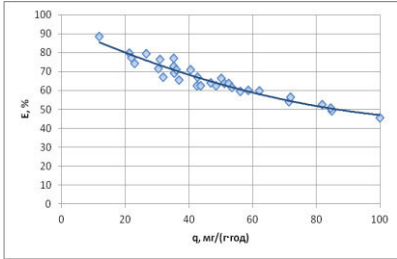


Рис. 3.47. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (E) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) в анаеробному біореакторі I ступеня

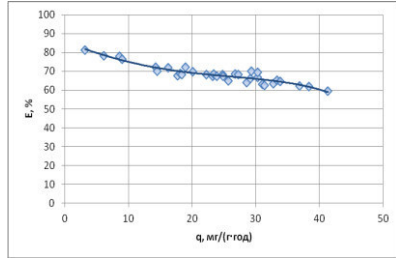


Рис. 3.48. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (E) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) в анаеробному біореакторі II ступеня

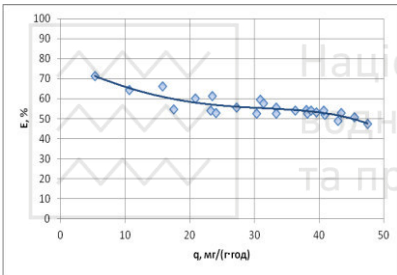


Рис. 3.49. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (E) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) в аноксидному біореакторі I ступеня

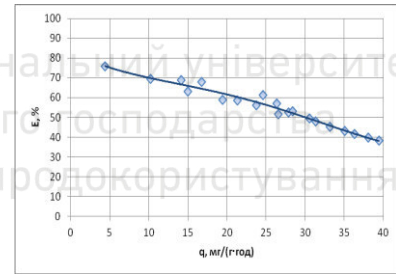


Рис. 3.50. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (E) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) в аноксидному біореакторі II ступеня

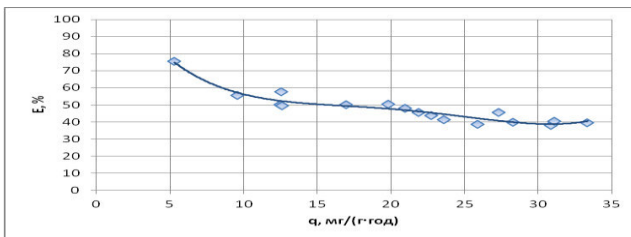


Рис. 3.51. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (E) від навантаження за органічною речовиною на мул (q) в аеробному біореакторі



В аноксидному біореакторі I ступеня спостерігається зниження ефекту очищення за ХСК з 71% до 47% при зростанні ХСК від 70 до 840 мг/дм³, а в аноксидному II – зниження ефекту з 75% до 38% при збільшенні ХСК від 50 до 450 мг/дм³. Таке ж зниження ефекту (з 75% до 40%) спостерігається в аеробному біореакторі при зростанні ХСК від 50 до 320 мг/дм³.

Криві залежності ефекту очищення від органічного навантаження подібні до кривих залежності ефекту від початкового ХСК.

Діапазон коливань органічного навантаження за ХСК на одиницю біомаси іммобілізованих мікроорганізмів за беззолною речовиною, мг/(г·год), становив: для анаеробного біореактора I ступеня – 12-100; для анаеробного II – 3,2-41; для аноксидного I – 5,3-50; для аноксидного II – 4,4-40; для аеробного – 5,3-33. Очевидним є зменшення навантаження за ХСК по мірі очищення води.

Установлено, що при очищенні стічних вод з концентраціями ХСК близько 4000 мг/дм³ в системі проточних біореакторів відбувається поступове зменшення органічного навантаження, мг ХСК/(г·год), на споруди: від 60-65 для анаеробного до 10-15 для аеробного біореактора.

3.3.5. Встановлення залежності окисної потужності біореакторів від вмісту органічних речовин в стічних водах

Здатність споруди біологічного очищення стічних вод до вилучення органічних речовин з них за допомогою мікроорганізмів, іммобілізованих на носіях, і біологічного окиснення затриманих органічних речовин характеризується показником окисної потужності споруди. Окисну потужність визначали за концентраціями органічних речовин за ХСК в модельних розчинах (табл. 2.4) на вході і виході з біореакторів і виражали в г ХСК на 1 м³ за добу.

Одержані в результаті проведених досліджень залежності окисної потужності біореакторів від концентрації органічних речовин в очищеній воді на виході з них (додаток Б) свідчать про глибоке очищення стічних вод за показником ХСК в анаеробних, аноксидних і аеробному біореакторах.

Деструктивна потужність анаеробного біореактора I ступеня досягала 7700 г/(м³·добу) за початкової концентрації органічних речовин за ХСК 4400 мг/дм³ (див. додаток Б, рис. 1). Концентрація органічної речовини на виході з даного біореактора при цьому була 2400 мг/дм³. Характер залежності має стрімке збільшення окисної потужності при малих концентраціях ХСК, а при великих – повільне зростання.

Подібний характер кривої мають залежності (див. додаток Б, рис. 2, 3) відповідно для анаеробного біореактора II ступеня та аноксидного I



ступеня з повільним зростанням деструктивної потужності при збільшенні концентрації органічних речовин в очищеній воді і виходом на сталу величину, незмінну залежно від кінцевого ХСК, що досягає для анаеробного біореактора II ступеня 4000 г/(м³·добу) при концентрації органічних речовин на виході 600 мг/дм³, а для аноксидного I ступеня – 1600 г/(м³·добу) при 500 мг/дм³.

Також спостерігається стрімке зростання окисної потужності для аноксидного біореактора II ступеня та аеробного біореактора (див. додаток Б, рис. 4, 5) в області малих концентрацій органічних речовин в очищеній воді і вихід на сталу величину окисної потужності для аноксидного біореактора II ступеня – 650 г/(м³·добу) при концентрації органічних речовин в очищеній воді понад 150 мг/дм³, а для аеробного – 450 г/(м³·добу) при концентрації 230-280 мг/дм³.

Визначено залежності окисної потужності від концентрації органічних речовин на вході в біореактори (рис. 3.52-3.56), які дозволяють знаходити можливі діапазони коливань концентрацій органічних речовин в стічній воді з метою керування роботою як окремих біореакторів, так і всієї очисної системи в цілому.

Очевидно зростання окисної потужності біореакторів в залежності від початкової концентрації органічних речовин в стічній воді.

В анаеробних біореакторах деструктивна потужність значно зростає при збільшенні концентрації органічних речовин за ХСК в стічній воді на вході в біореактор: в I – від 2000 до 8000 г/(м³·добу) при збільшенні ХСК з 520 до 4400 мг/дм³, а в II – від 400 до 4000 г/(м³·добу) при збільшенні ХСК з 100 до 2400 мг/дм³; в аноксидних: в I – від 200 до 1600 г/(м³·добу) при ХСК з 70 до 900 мг/дм³, в II – від 100 до 650 г/(м³·добу) при ХСК з 50 до 550 мг/дм³. Окисна потужність аеробного біореактора збільшується з 100 до 450 г/(м³·добу) при зростанні концентрації органічних речовин на вході від 50 до 400 мг/дм³.

Високі значення деструктивної потужності для анаеробних, аноксидних біореакторів дозволяють рекомендувати розроблену і досліджену біотехнологію для впровадження на виробництві при очищенні стічних вод, які містять указані діапазони концентрацій органічних речовин. В аеробному біореакторі окисна потужність за ХСК невисока, що пояснюється проходженням процесів нітрифікації, і тому необхідно в даному біореакторі визначати окисну потужність за сполуками азоту.

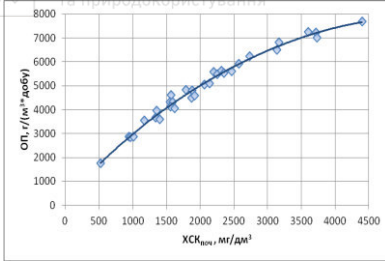


Рис. 3.52. Залежність деструктивної потужності анаеробного біореактора I ступеня (ОП) від концентрації органічних речовин на вході (ХСК_{поч})

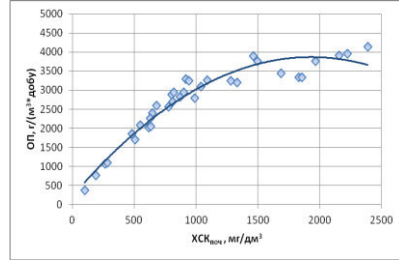


Рис. 3.53. Залежність деструктивної потужності анаеробного біореактора II ступеня (ОП) від концентрації органічних речовин на вході (ХСК_{поч})

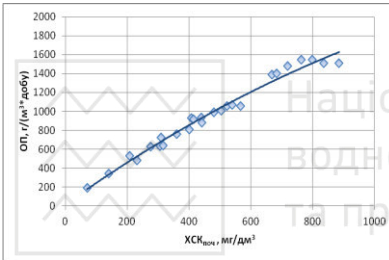


Рис. 3.54. Залежність окисної потужності аноксидного біореактора I ступеня (ОП) від концентрації органічних речовин на вході (ХСК_{поч})

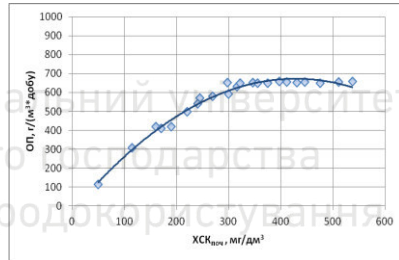


Рис. 3.55. Залежність окисної потужності аноксидного біореактора II ступеня (ОП) від концентрації органічних речовин на вході (ХСК_{поч})

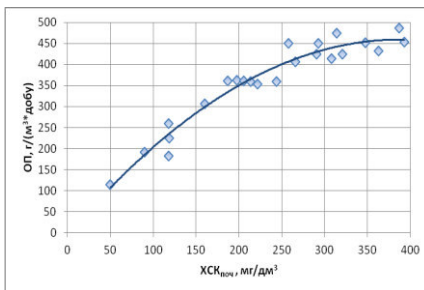


Рис. 3.56. Залежність окисної потужності аеробного біореактора (ОП) від концентрації органічних речовин на вході (ХСК_{поч})



3.4. Дослідження швидкості окиснення органічних речовин при анаеробно-аеробному очищенні висококонцентрованих стічних вод в біореакторах з іммобілізованими мікроорганізмами

3.4.1. Постановка задачі та її реалізація

Для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод з метою одержання найбільшої ефективності процесів за мінімальних витрат запропоновано багатоступеневу анаеробно-аеробну технологію, в якій на кожному ступені створено і підтримуються умови, потрібні для культивування мікроорганізмів, що в анаеробних, аноксидних чи аеробних умовах трансформують високомолекулярні органічні забруднюючі речовини до більш простих, поступово (від ступеня до ступеня) очищуючи стічну воду. При протіканні стічної води через систему біореакторів по мірі її очищення зменшується концентрація розчинених органічних речовин, а отже, зменшується і швидкість ферментативних реакцій. Оскільки ефективність і продуктивність біологічного очищення залежать від швидкості окиснення органічних забруднень, то були проведені кінетичні дослідження на всіх ступенях біотехнології.

Дослідженнями науковців ВНИИ ВОДГЕО [129] доведено можливість використання для опису процесів біологічного очищення рівняння ферментативної реакції. Причому одержані залежності якості очищеної води (за БСК, концентрацією летких жирних кислот), деструктивної потужності, питомої швидкості деструкції, виходу газу і швидкості утворення газу від періоду зброджування свідчать про те, що ефективність і продуктивність метантенків можна характеризувати швидкостями вилучення органічних забруднень і утворення кінцевого продукту – газу. Одержані результати підтвердили, що деструкції органічних речовин в метантенках підкоряється законам ферментативної кінетики.

Для вивчення характеру зміни швидкості окиснення органічних речовин на кожному ступені запропонованої біотехнології з метою керування процесом очищення для одержання високих показників якості очищеної води було проведено дослідження на лабораторній моделі (див. рис. 2.3), що включала п'ять ступенів біореакторів, обладнаних носіями типу ВІА для іммобілізації мікроорганізмів.

Швидкість деструкції органічних речовин в анаеробних біореакторах обчислювали за показником ХСК, який визначали в модельному розчині на вході в I анаеробний біореактор і на виході з I і II анаеробних біореакторів. Дослідження проводили при сталій витраті модельного розчину молочної сироватки (див. табл. 2.4), яка становила $125 \text{ см}^3/\text{год}$. Концентрацію органічних речовин на вході в модельну установку за ХСК



змінювали від 940 до 4400 мг/дм³. В I і II анаеробних біореакторах визначали біомасу іммобілізованих на носіях мікроорганізмів за сухою речовиною та її зольність.

В анаеробних біореакторах концентрація біомаси за сухою речовиною досягала 15-20 г/дм³, зольність - 0,3.

Питому швидкість деструкції органічних речовин визначали в мг ХСК на 1 г беззольної речовини біомаси за 1 годину.

З анаеробної секції II ступеня очищена вода поступала в аноксидні секції біореакторів. В них процес очищення здійснювався з допомогою гідро-біоценозу факультативних анаеробів і аеробів, іммобілізованих на волоках носіїв ВІЯ.

З аноксидного біореактора II ступеня стічна вода самопливом надходила в аеробний біореактор, в якому очищення здійснювали аеробні мікроорганізми активного мулу і мікроорганізми біообростань на високорозвинутій поверхні капронових волокон ВІЙ.

В аноксидних і аеробному біореакторах визначали показник ХСК в стічній воді на вході в I аноксидний біореактор і на виході з I, II аноксидних і аеробного біореакторів. В I, II аноксидних і аеробному біореакторах визначали біомасу іммобілізованих на носіях мікроорганізмів і вільноплаваючого активного мулу за сухою речовиною та її зольність. Для розрахунків використовували сумарне значення біомаси, яке в аноксидних біореакторах становило 4-6 г/дм³, в аеробному - 2-3 г/дм³, зольність в аноксидному біореакторі I ступеня - 0,3, II ступеня - 0,4 і в аеробному - 0,5.

3.4.2. Кінетичні залежності окиснення органічних речовин в анаеробних, аноксидних і аеробних процесах розробленої біотехнології

Питому швидкість окиснення органічних речовин визначали окремо для кожного біореактора (анаеробних I та II ступенів, аноксидних I та II ступенів і аеробного, див. рис. 2.3, табл. 2.5) запропонованої біотехнології очищення висококонцентрованих стічних вод.

Графіки залежності питомої швидкості деструкції органічних речовин в анаеробних ступенях установки від концентрації органічних речовин за ХСК в стічній воді на вході (рис. 3.57, 3.58) показують, що питома швидкість деструкції в анаеробному біореакторі I ступеня досягала 33-45 мг ХСК/(г-год), тоді як в анаеробному II ступеня зменшилась до 20-24 мг ХСК/(г-год).

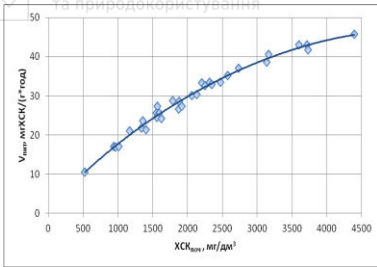


Рис. 3.57. Залежність питомої швидкості деструкції ($V_{\text{пит}}$) в анаеробному біореакторі I ступеня від концентрації органічних речовин у вихідній стічній воді ($X_{\text{СК}_{\text{поч}}}$)

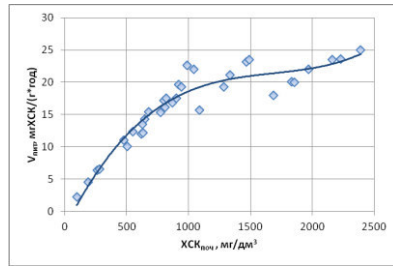


Рис. 3.58. Залежність питомої швидкості деструкції ($V_{\text{пит}}$) в анаеробному біореакторі II ступеня від концентрації органічних речовин у вихідній стічній воді ($X_{\text{СК}_{\text{поч}}}$)

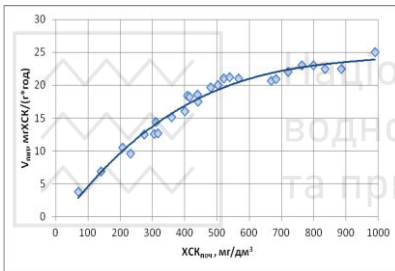


Рис. 3.59. Залежність питомої швидкості окиснення ($V_{\text{пит}}$) в аноксидному біореакторі I ступеня від концентрації органічних речовин у вихідній стічній воді ($X_{\text{СК}_{\text{поч}}}$)

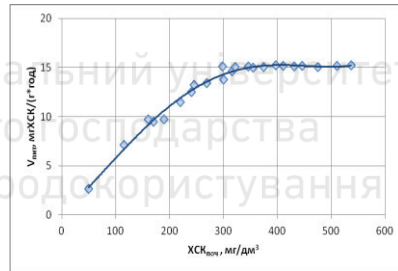


Рис. 3.60. Залежність питомої швидкості окиснення ($V_{\text{пит}}$) в аноксидному біореакторі II ступеня від концентрації органічних речовин у вихідній стічній воді ($X_{\text{СК}_{\text{поч}}}$)

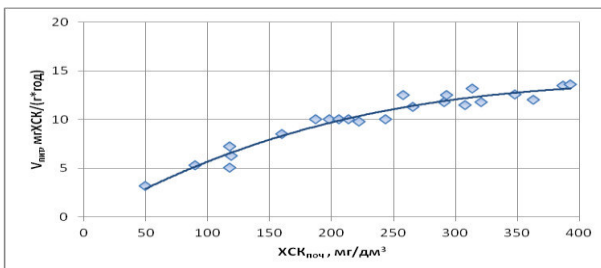


Рис. 3.61. Залежність питомої швидкості окиснення ($V_{\text{пит}}$) в аеробному біореакторі від концентрації органічних речовин у вихідній стічній воді ($X_{\text{СК}_{\text{поч}}}$)



Ефективність очищення за ХСК досягала в анаеробному біореакторі I ступеня показників в діапазоні 70-80%, в анаеробному II ступеня зменшилась до 63-74%. Деструктивна потужність за ХСК в анаеробному біореакторі I ступеня була в межах 7200-7700 г/(м³·добу), в анаеробному II ступеня мала менші значення - 3400-4200 г/(м³·добу).

Високі швидкості деструкції органічних речовин в анаеробних біореакторах I та II ступенів, які перевищують швидкості окиснення в аеротенках продовженої аерації при очищенні стічних вод молокозаводів [19] відповідно в 7,3 та 4 рази, одержано завдяки використанню великої концентрації біомаси анаеробних мікроорганізмів – деструкторів органічної речовини – понад 20 г/дм³, шляхом їх іммобілізації на високорозвиненій поверхні синтетичних волокон ВІЙ (в анаеробних біореакторах I і II ступенів питома активна поверхня досягала, відповідно, 3800 м² на 1 м³ робочого об'єму води в споруді і 3700 м²/м³) як занурених у воду, так і на тій частині носіїв, які знаходились у газовій фазі анаеробного біореактора, адже об'єм газової фази зрошувався стічною водою за допомогою влаштованої рециркуляційної системи.

Як показали дослідження, в анаеробному біореакторі II ступеня питома швидкості деструкції органічних речовин мають менші величини, ніж на I ступені, що пов'язане із зменшенням концентрацій органічних речовин.

Залежності питомої швидкості окиснення органічних речовин в аноксидних і аеробному ступенях установки від концентрації органічних речовин за ХСК на вході в окремі ступені (рис. 3.59-3.61) свідчать, що питома швидкість окиснення в аноксидному біореакторі I ступеня досягала 18-23 мгХСК/(г·год), тоді як в аноксидному біореакторі II ступеня зменшилась і становила 13-15 мгХСК/(г·год), а в аеробному – 10-13 мгХСК/(г·год). В аноксидних біореакторах I і II ступенів питома активна поверхня волокнистих носіїв, м²/м³, становила, відповідно, 1200 і 440, в аеробному – 380. Ефективність очищення за ХСК досягала в аноксидному біореакторі I ступеня – 64-71%, в аноксидному біореакторі II ступеня – 60-69% і найменша - в аеробному – 56-60%. Окисна потужність аноксидного біореактора I ступеня досягала – 1000-1600 г/(м³·добу), аноксидного біореактора II ступеня – 500-650 г/(м³·добу) і аеробного – 300-450 г/(м³·добу).

Зменшення швидкості окиснення органічних речовин в аноксидному II ступеня і в аеробному біореакторах можна пояснити тим, що мікроорганізми гідробіоценозу цих біореакторів відчувають нестачу органічних речовин, концентрація яких в кожному наступному ступені зменшується. Крім того, гальмування швидкості окиснення органічних речовин відбувається внаслідок проходження конкурентних за кисень реакцій нітрифікації в цих біореакторах.



Загальний ефект очищення за ХСК в анаеробних, аноксидних і аеробному біореакторах досягав 98-99% при початковому ХСК стічної води понад 4000 мг/дм³.

Одержані результати свідчать про ефективність анаеробно-аеробної біотехнології очищення стічних вод, реалізованої в багатовступеневій системі біореакторів з волокнистими носіями ВІА для іммобілізації мікроорганізмів. Завдяки влаштуванню ступенів і потоку води через них в окремих біореакторах утворюється біоценоз мікроорганізмів, характерних для даних умов і даної якості води, що поступає в даний біореактор. Утворюється так званий “біоконвеєр”, формуються просторові сукцесії, трофічні ланцюги, завдяки чому поступово при проходженні через систему біореакторів очищується вода, і зменшується приріст біомаси мікроорганізмів. Адже в ланцюжку біореакторів утворюється взаємозв’язок між організмами за харчовим типом «хижак – жертва», що зменшує надлишок біомаси. Чим вище трофічний рівень хижаків, тим менша кількість їх утворюється.

Характер одержаних кінетичних залежностей (див. рис. 3.57-3.61) дає змогу використати рівняння:

$$V = \frac{V_{max} \cdot S}{K_s + S},$$

де V – швидкість реакції при концентрації субстрату S ; V_{max} – максимальна швидкість реакції без лімітування субстратом; K_s – константа насичення. Обчислення були проведені для показників ХСК в очищеній воді на виході з біореакторів.

Для знаходження кінетичних констант V_{max} і K_s використано графічний метод Лайнуївера-Берка, який полягає у побудові графіків подвійних обернених величин $1/V_{num}$ і $1/XСК_{кін}$. В точці $x = 0$ знаходиться $1/V_{max}$, а в точці $y = 0$ – $1/K_s$.

Графіки обернених величин (додаток В) дозволяють визначити кінетичні константи процесу окиснення органічних речовин у біореакторах.

Значення кінетичних констант, наприклад, для анаеробного процесу в I біореакторі складають $V_{max} = 43$ мг ХСК/(г·год), $K_s = 297$ мг/дм³ (табл. 3.2). Аналогічним чином визначено кінетичні константи для анаеробного (II ступінь), аноксидного (I і II ступені) і аеробного процесів очищення.

Як бачимо з результатів, константа V_{max} для анаеробного біореактора II ступеня складає 30,1 мг ХСК/(г·год), а для аноксидних і аеробного біореакторів зменшується від аноксидного I ступеня до аеробного з 29,4 до 17,3 мг ХСК/(г·год). Отже, ділення процесу біологічного очищення на ступені збільшує продуктивність процесу на першому ступені і



анаеробного, і аноксидного процесів очищення, а отже і всієї системи в цілому. Така ж закономірність спостерігається і для константи K_s .

Із графіків залежностей, побудованих за теоретичними рівняннями, (рис. 3.62-3.66, теоретичні графіки зображені пунктирними лініями, практичні – суцільними) очевидно, що при малих концентраціях ХСК для анаеробних і аноксидних біореакторів лінії накладаються, а при великих – розходяться, що свідчить про інгібуючий вплив високих концентрацій органічних речовин. В аеробному біореакторі (див. рис. 3.66), як бачимо, – криві накладаються, процес окиснення йде при менших концентраціях органічних речовин.

Таблиця 3.2

Результати розрахунків кінетичних залежностей

Споруда	Рівняння прямої	V_{\max} мгХСК: :(г·год)	K_s , мг/дм ³	Рівняння кінетики
Анаеробний біореактор I ступеня	$y = 0,6871x + 0,2318$	43	297	$V_1 = \frac{43 \cdot S}{297 + S}$
Анаеробний біореактор II ступеня	$y = 0,8831x + 0,332$	30,1	266	$V_2 = \frac{30,1 \cdot S}{266 + S}$
Аноксидний біореактор I ступеня	$y = 0,4754x + 0,3407$	29,4	139	$V_3 = \frac{29,4 \cdot S}{139 + S}$
Аноксидний біореактор II ступеня	$y = 0,3866x + 0,4557$	22	85	$V_4 = \frac{22 \cdot S}{85 + S}$
Аеробний біореактор	$y = 0,5223x + 0,5782$	17,3	90	$V_5 = \frac{17,3 \cdot S}{90 + S}$

Як показали результати (див. рис. 3.62, 3.63), при досягненні деякої величини показника ХСК у воді на виході з анаеробних біореакторів питома швидкість процесу зростає до максимального значення і при подальшому збільшенні концентрації органічних речовин майже не змінюється. Одержані дані свідчать, що процес розкладення органічних речовин в анаеробних біореакторах (так же, як і в аноксидних та аеробному) підкоряється законам ферментативної кінетики. На підставі експериментальних даних одержано значення кінетичних констант (табл. 3.2).

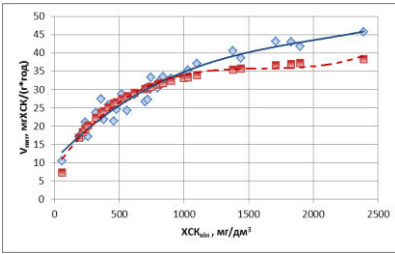


Рис. 3.62. Залежність питомої швидкості деструкції ($V_{\text{пит}}$) в анаеробному біореакторі I ступеня від концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{\text{СК}_{\text{кін}}}$)

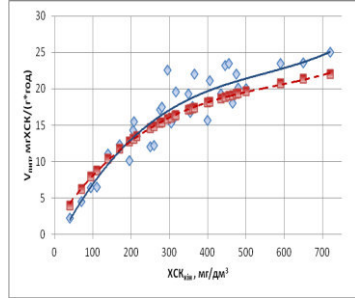


Рис. 3.63. Залежність питомої швидкості деструкції ($V_{\text{пит}}$) в анаеробному біореакторі II ступеня від концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{\text{СК}_{\text{кін}}}$)

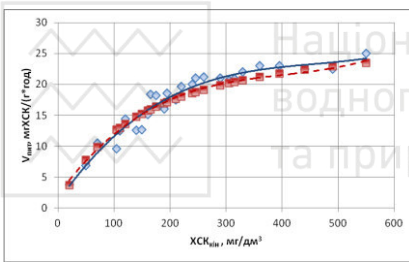


Рис. 3.64. Залежність питомої швидкості окиснення ($V_{\text{пит}}$) в аноксидному біореакторі I ступеня від концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{\text{СК}_{\text{кін}}}$)

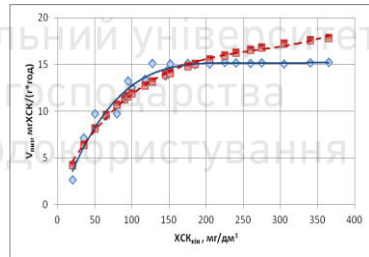


Рис. 3.65. Залежність питомої швидкості окиснення ($V_{\text{пит}}$) в аноксидному біореакторі II ступеня від концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{\text{СК}_{\text{кін}}}$)

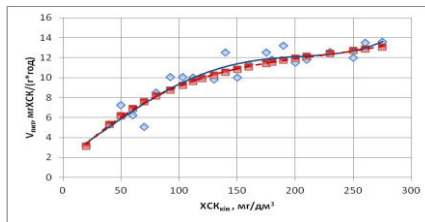


Рис. 3.66. Залежність питомої швидкості окиснення ($V_{\text{пит}}$) в аеробному біореакторі від концентрації органічних речовин в очищеній воді ($X_{\text{СК}_{\text{кін}}}$)



Високі показники очищення води за ХСК в анаеробних біореакторах одержано завдяки використанню іммобілізованих мікроорганізмів, що дозволило збільшити концентрацію біомаси мікроорганізмів на кожному ступені, розділенню мікроорганізмів за функціональними ознаками послідовно за процесами деструкції органічних речовин (стадії гідролізу, кислотоутворення).

Результати, одержані для аноксидних і аеробного біореакторів (див. рис. 3.64-3.66), показують, що процес окиснення органічних речовин може бути описаний рівнянням ферментативної кінетики.

Як очевидно (див. табл. 3.2), значення кінетичних констант від аноксидного біореактора I ступеня до аноксидного II ступеня зменшуються, що пояснюється зменшенням концентрації органічних речовин, конкуренцією за кисень процесів нітрифікації, які відбуваються в обох аноксидних і аеробному біореакторах.

Концентрація органічних речовин і біомаса мікроорганізмів від ступеня до ступеня зменшуються. На виході кількість біомаси невелика внаслідок її самоокиснення-саморегуляції, виїдання організмами вищих ланок трофічних ланцюгів. Спостерігалось зниження максимальної концентрації біомаси по мірі очищення води: в I анаеробному – 20 г/дм³, в II анаеробному – 15 г/дм³; в I аноксидному – 6 г/дм³, в II аноксидному – 4 г/дм³ і в аеробному біореакторах – 3 г/дм³, а також збільшення її зольності: в анаеробних – 0,3, в аноксидних від I до II ступенів – від 0,3 до 0,4 і в аеробному біореакторах – 0,5.

Проведені дослідження питомої швидкості окиснення органічних речовин за ХСК в анаеробних, аноксидних і аеробному біореакторах з іммобілізованими на носіях типу ВІА мікроорганізмами показали, що питома швидкість змінюється за законом ферментативної кінетики. Обчислені константи рівнянь для кожного ступеня анаеробних, аноксидних і аеробного біореакторів досягають значних величин в I ступені анаеробного біореактора і зменшуються в наступних анаеробному, аноксидних і аеробному біореакторах. Отже, ділення процесу на ступені та устаткування біологічних споруд носіями ВІА для іммобілізації мікроорганізмів і збільшення концентрації біомаси в спорудах дозволяють збільшити ефективність і продуктивність анаеробного та аноксидного процесів на перших ступенях, а відтак, і всієї системи в цілому, про що свідчить висока ефективність видалення із висококонцентрованих стічних вод органічних речовин за ХСК – 98-99% при високих концентраціях органічних речовин у неочищеній стічній воді – понад 4000 мг/дм³.



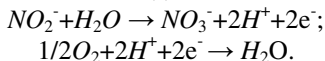
3.5. Вивчення умов для ефективного видалення сполук азоту при використанні анаеробно-аеробної технології очищення висококонцентрованих за органічною речовиною стічних вод

3.5.1. Постановка задачі та її реалізація

Видалення сполук азоту при очищенні стічних вод в традиційних аеротенках здійснюється в процесах нітрифікації та денітрифікації. Якщо стічні води містять велику кількість органічних речовин, то кисень, який подається в споруди, поглинають гетеротрофні мікроорганізми, що беруть участь у процесі окиснення органічних речовин. Тоді нітрифікатори, які присутні в біоценозі активного мулу разом із гетеротрофами, знаходяться у невідгданому становищі, адже їм не вистачає кисню для окиснення амонійного азоту, яке вони розпочинають тільки після того, як органічні речовини використані, діяльність гетеротрофів вийшла на стаціонарний режим, і в стічній воді є достатньо розчиненого кисню.

Стічні води, наприклад, молокозаводів містять велику кількість азотвмісних сполук (за азотом загальним – 60-90 мг/дм³), які в процесі амоніфікації в анаеробних умовах розкладаються бактеріями роду *Clostridium* (*Cl. sporogenes*, *Cl. botulinum*, *Cl. putrificum* тощо) на першій стадії – ферментативному гідролізі – за допомогою протеолітичних ферментів (протеаз, пептидаз) з утворенням аміаку. Амонійний азот використовується мікроорганізмами для побудови компонентів клітини, в аеробному процесі окиснюється на першій стадії до нітритів автотрофними бактеріями родів: *Nitrosomonas*, *Nitrosococcus*, *Nitrospira* та ін., на другій – до нітратів автотрофними бактеріями родів: *Nitrobacter*, *Nitrococcus*, *Nitrospira*, які починають розвиватись тільки після окиснення надлишку аміаку.

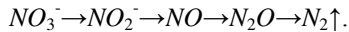
Процес окиснення амонію має низький енергетичний вихід, але можна припустити, що це компенсується високою швидкістю. Можливо, розвинута система мембран в клітинах нітрифікуючих бактерій, з якою зв'язаний електронтранспортний ланцюг, що бере участь в процесі, необхідна їм для окиснення NH_3 з високою швидкістю. Окиснення нітриту до нітрату бактеріями *Nitrobacter* здійснюється в два етапи:



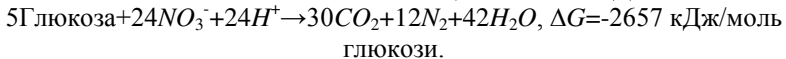
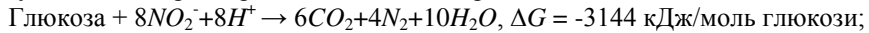
Коефіцієнт використання енергії у *Nitrosomonas* складає 5-10%; для відновлення однієї молекули CO_2 ці бактерії повинні окиснити приблизно 35 молекул аміаку, а кількість окиснених бактеріями *Nitrobacter* молекул NO_2^- повинна бути ще більшою. Отже, у цих бактерій енергетичний обмін переважає над конструктивним. Клітини бактерій розмножуються



повільно - час генерації нітрифікаторів – 8-20 год., а в системах біологічного очищення – 1-3 доби. Швидкість росту нітрифікаторів менше, ніж гетеротрофних бактерій, тому в очисних спорудах для видалення сполук азоту очищення лімітується процесом нітрифікації. Для підвищення ефективності окиснення амонійного азоту необхідний мул порівняно більшого віку, що досягається, наприклад, влаштуванням носіїв іммобілізованих мікроорганізмів. Процес денітрифікації здійснюють факультативні аероби та анаероби: *Pseudomonas*, *Bacillus*, *Micrococcus*, *Alcaligenes*, *Paracoccus* та ін., при нестачі кисню відновлюючи нітрати за схемою:



В процесі денітрифікації бактерії використовують органічні речовини: вуглеводи, спирти, органічні кислоти, за реакціями:



Не зважаючи на те, що відновлення нітриту супроводжується більшою зміною вільної енергії, ніж відновлення нітрату, деякі види бактерій на початковій стадії використовують нітрат. Враховуючи, що в стічних водах промислових підприємств можуть міститись нітрати, наприклад, в стічних водах молокозаводів і молокопереробних підприємств (промивні процеси з використанням азотної кислоти), то в анаеробних умовах перших ступенів очищення за анаеробно-аеробною технологією можливе проходження процесу денітрифікації.

Денітрифікація може здійснюватись в більш широкому діапазоні температур, ніж нітрифікація. При біологічному очищенні за температури 20°C швидкість денітрифікації за Нітрогеном становить 0,06-0,08 г N/г сухої речовини мулу за добу.

Завданням досліджень було установити можливість і ефективність видалення сполук азоту зі стічної води з використанням анаеробно-аеробної технології очищення, установити технологічні показники роботи споруд: навантаження на мул за сполуками азоту, швидкість процесів, окисну потужність біореакторів за сполуками азоту для досягнення необхідної якості очищеної води.

Для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод запропоновано багатоступеневу анаеробно-аеробну технологію з використанням багатомулової системи, реалізованої на п'яти модельних біореакторах: двох анаеробних (I та II ступенів), двох аноксидних (I, II ступенів) і аеробного, устаткованих носіями ВІА для іммобілізації та утримання мікроорганізмів (див. рис. 2.3).



В анаеробних процесах, які використовуються на початку обробки висококонцентрованих стічних вод, як вже відмічалось, азотвмісні сполуки при розкладенні утворюють аміак, близько 2% Нітрогену йде на приріст біомаси. Продуктами взаємодії аміаку із водою і вуглекислою є гідроксид амонію і двовуглекислий амоній, які на виході з анаеробної стадії обумовлюють слабо лужне середовище (рН 7,6-8,0).

В аноксидних і особливо аеробному біореакторах амонійний азот окиснюється в процесі нітрифікації до нітритів і нітратів. Утворення газоподібного азоту в цих біореакторах відбувається за рахунок анамокс-процесу в товщі біомаси обростань.

Розділення процесів очищення на ступені дозволяє при зменшенні концентрації органічних речовин на кожному наступному ступені здійснити ефективне видалення сполук азоту із стічної води. Зменшення концентрації органічних речовин на аноксидних і в аеробному ступеннях біореакторів створює умови для розвитку нітрифікаторів, які окиснюють амонійний азот в нітрити і нітрати.

На кожному ступені відбувається розвиток специфічного біоценозу за рахунок автоселекції мікроорганізмів, найбільш пристосованих до даних умов. З метою збільшення концентрації біомаси в біореакторах встановлено носії ВІА з штучного волокна з високорозвиненою поверхнею, на яких прикріплюються і утримуються селекціоновані на даному ступені очищення гідробіонти.

В анаеробних біореакторах деструкцію органічних речовин, у тому числі сполук азоту, здійснюють гетеротрофні бактерії-анаероби. В аноксидних продовжується розкладення органічних сполук азоту гетеротрофами і нітрифікація амонійного азоту, який утворився в анаеробних біореакторах. Розділення процесу на ступені дозволяє при зменшенні концентрації органічних речовин створити умови для життєдіяльності нітрифікаторів, конкуруючих за кисень з гетеротрофними мікроорганізмами.

Наявність в аноксидних біореакторах одночасно аміаку і нітритів сприяє розвитку автотрофних анамокс-бактерій, які окиснюють аміак з допомогою нітритів до N_2 , ефективно видаляючи сполуки азоту із стічної води вже після аноксидних ступенів. Ефективному перебігу анамокс-реакцій сприяє і рН середовища в цих біореакторах (7,6-8,0). Отже, зменшення концентрації азоту загального на виході з аноксидних біореакторів можна пояснити, в основному, утворенням і видаленням з розчину газоподібного азоту і частковою витратою азоту на приріст клітинної маси мікроорганізмів.

В аеробному біореакторі завершуються процеси розкладення органічних сполук азоту, відбувається нітрифікація в процесі



життєдіяльності автотрофних бактерій-нітрифікаторів. В товщі біомаси, іммобілізованої на носіях, в аноксидних умовах відбувається анамокс-процес під дією автотрофних анамокс-бактерій. Присутність мікроорганізмів різних трофічних ланок призводить до саморегулювання чисельності біоценозів, мінералізації органічної речовини біомаси і, як результат, зменшення її кількості.

Дослідження проводили при сталій витраті модельного розчину молочної сироватки (див. табл. 2.4), яка становила $125 \text{ см}^3/\text{год}$. Концентрацію азоту загального на вході в модельну установку змінювали від $18,4$ до 90 мг/дм^3 шляхом розбавлення молочної сироватки відстоюною водопровідною водою. Для аналізу ефективності очищення стічної води від сполук азоту в біореакторах визначали концентрації сполук азоту на вході і виході з біореакторів за азотом загальним ($N_{\text{заг}}$), азотом амонійним (N_{NH_3}), нітритами (N_{NO_2}) і нітратами (N_{NO_3}). Азот органічний визначали за формулою

$$N_{\text{орг}} = N_{\text{заг}} - (N_{\text{NH}_3} + N_{\text{NO}_2} + N_{\text{NO}_3}).$$

Концентрацію біомаси, іммобілізованої на носіях, і вільноплаваючого активного мулу визначали гравіметричним методом за сухою і беззольною речовиною.

3.5.2. Вплив технологічних умов анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод на ефективність видалення з них сполук азоту

На проточній моделі проведено серію досліджень анаеробно-аеробної технології очищення стічних вод від сполук азоту, в яких при зміні початкової концентрації сполук азоту було визначено ефективність очищення в біореакторах з різними кисневими умовами.

В анаеробних умовах за участю мікроорганізмів-гетеротрофів відбувається трансформація органічних азотвмісних сполук з утворенням аміаку – концентрація амонійного азоту на виході з біореакторів збільшується (табл. 3.3, 3.4). Ступінь зниження концентрацій органічних сполук азоту в анаеробному біореакторі I ступеня складає 58-65%, в анаеробному II ступеня – 60-66%, загалом в двох анаеробних біореакторах – 83-88%, що свідчить про ефективні процеси трансформації цих сполук в біореакторах з іммобілізованими мікроорганізмами, порівняно з метантенками (54% [129]). Зменшення концентрації азоту загального (~ на 17%) пояснюється виділенням газів N_2 , NH_3 і витратою азоту на приріст біомаси мікроорганізмів. При взаємодії аміаку з водою і вуглекислотою утворюються гідроксид амонію і двовуглекислий амоній, які на виході з



анаеробної стадії обумовлюють слаболужне середовище – pH 7,6-8 при pH на вході 5-5,5.

Таблиця 3.3

**Ефективність очищення стічних вод від сполук азоту
в анаеробному біореакторі I ступеня**

Показник	№ досліді				
	1	2	3	4	5
Концентрація на вході в споруду $N_{заг}^{поч}$, мг/дм ³	18,4	32,1	40,5	76,3	90
Концентрація на виході з споруди, мг/дм ³ : $N_{заг}^{кін}$,	15,2	26,7	33,6	63,4	74,7
$N_{орз}^{кін}$,	6,4	11,8	15,6	30,8	37,8
$N_{NH3}^{кін}$	8,8	14,9	18	32,6	36,9
Ефект очищення, %: від $N_{заг}$	17,4	16,8	17	16,9	17
від $N_{орз}$	65,2	63,2	61,5	59,6	58

При таких величинах pH створюються оптимальні умови для нітрифікаторів (оптимум pH для нітритних бактерій – 7,2-8,6, для нітратних – 7-7,6), денітрифікаторів ($pH_{опт} = 7-7,5$) і анамокс-бактерій ($pH_{опт} = 7,5-8$) [182], які розвиваються в наступних аноксидних і аеробних стадіях.

Таблиця 3.4

**Ефективність очищення стічних вод від сполук азоту
в анаеробному біореакторі II ступеня**

Показник	№ досліді				
	1	2	3	4	5
Концентрація на вході в споруду, мг/дм ³ : $N_{заг}^{поч}$,	15,2	26,7	33,6	63,4	74,7
$N_{орз}^{поч}$,	6,4	11,8	15,6	30,8	37,8
$N_{NH3}^{поч}$	8,8	14,9	18	32,6	36,9
Концентрація на виході з споруди, мг/дм ³ : $N_{заг}^{кін}$,	12,6	22,2	27,9	52,6	62
$N_{орз}^{кін}$,	2,2	4,2	5,8	11,9	15,3
$N_{NH3}^{кін}$	10,4	18	22,1	40,7	46,7
Ефект очищення, %: від $N_{заг}$	17,1	16,9	17	17	17
від $N_{орз}$	65,6	64,4	62,8	61,4	59,5



**Ефективність очищення стічних вод від сполук азоту
в аноксидному біореакторі I ступеня**

Показник	№ досліду				
	1	2	3	4	5
Концентрація на вході в споруду, мг/дм³: $N_{зас}^{поч}$,	12,6	22,2	27,9	52,6	62
$N_{орг}^{поч}$,	2,2	4,2	5,8	11,9	15,3
$N_{NH_3}^{поч}$	10,4	18	22,1	40,7	46,7
Концентрація на виході з споруди, мг/дм³: $N_{зас}^{кін}$,	8,52	16,61	21,72	42,03	51,5
$N_{орг}^{кін}$,	1,32	1,77	2,45	5,41	7,28
$N_{NH_3}^{кін}$	3,96	7,33	9,26	17,9	21,74
$N_{NO_2}^{кін}$	0,13	0,3	0,4	1,42	2,28
$N_{NO_3}^{кін}$	3,11	7,21	9,61	17,3	20,2
Ефект очищення, %: від $N_{зас}$,	32,4	25,2	22,2	20,1	16,9
від $N_{орг}$,	60,2	57,9	57,7	54,5	52,4
від N_{NH_3}	61,9	59,3	58,1	54,8	47,5

В аноксидних умовах за участю мікроорганізмів-гетеротрофів продовжується розкладання органічних сполук азоту з утворенням амонію, який частково окиснюється до нітритів і нітратів мікроорганізмами-нітрифікаторами в присутності обмеженої кількості кисню. Інша частина амонію в товщі біообростань в анаеробних умовах окиснюється до газоподібного азоту анамокс-бактеріями, які використовують утворений в результаті нітрифікації азот нітритів.

Ефект видалення органічних азотвмісних речовин в аноксидному біореакторі I ступеня складає 52-60%, в аноксидному II ступеня – 51-70% (табл. 3.5, 3.6), загалом в двох аноксидних біореакторах - 77-82%. Зменшення концентрації азоту загального до 32% в кожному ступені аноксидної обробки і до 52% в обох ступенях пов'язане з виділенням газів N_2 (в анамокс-процесі), NH_3 і витратою азоту на приріст біомаси мікроорганізмів.

В аеробних умовах за участю мікроорганізмів-гетеротрофів відбувається окиснення залишків органічних азотвмісних сполук, що містяться в стічній воді на виході з аноксидного біореактора II ступеня, з утворення аміаку, який окиснюється до нітритів і нітратів мікроорганізмами-нітрифікаторами в присутності кисню.



**Ефективність очищення стічних вод від сполук азоту
в анаоксидному біореакторі II ступеня**

Показник	№ досліду				
	1	2	3	4	5
Концентрація на вході в споруду, мг/дм³: $N_{заг}^{поч}$,	8,52	16,61	21,72	42,03	51,5
$N_{заг}^{поч}$,	1,32	1,77	2,45	5,41	7,28
$N_{NH3}^{поч}$,	3,96	7,33	9,26	17,9	21,74
$N_{NO2}^{поч}$,	0,13	0,3	0,4	1,42	2,28
$N_{NO3}^{поч}$	3,11	7,21	9,61	17,3	20,2
Концентрація на виході з споруди, мг/дм³: $N_{заг}^{кін}$,	5,76	11,66	15,89	30,73	41,23
$N_{орз}^{кін}$,	0,4	0,69	1,04	2,38	3,58
$N_{NH3}^{кін}$	1,86	3,85	4,98	10	12,67
$N_{NO2}^{кін}$	0	0,12	0,37	0,6	1,48
$N_{NO3}^{кін}$	3,5	7,0	9,5	17,75	23,5
Ефект очищення, %:					
від $N_{заг}$	32,4	29,8	26,8	26,9	19,9
від $N_{орз}$	69,7	61	57,6	56	50,8
від N_{NH3}	53	47,5	46,2	44,1	41,7

Ефективність окиснення аміаку досягає високих величин - 86-95%. Ефект зниження концентрації органічних сполук азоту досягає 57,5% (табл. 3.7). Зменшення вмісту азоту загального до 19% пов'язане з виділенням газоподібного N_2 в анамокс-процесі, який відбувається в товщі біомаси обростань на ВІЯх, і витратою азоту на приріст біомаси мікроорганізмів.

Отже, використання анаеробно-аеробної технології з іммобілізованими мікроорганізмами для видалення сполук азоту із висококонцентрованих за органічними речовинами стічних вод дає можливість одержати високу окисну потужність очисних споруд, що дозволяє досягти високого ступеня очищення за азотом органічних сполук 98-99%, зниження концентрації азоту амонійного до 0,5-1,8 мг/дм³, азоту нітритів до 0,03-0,25 мг/дм³ і азоту нітратів до 9-31 мг/дм³ (табл. 3.8), що задовольняє вимогам гранично-допустимого скиду у природні водойми.

Як свідчать результати досліджень, використання анаеробних біореакторів з іммобілізованими на волокнистих носіях мікроорганізмами для очищення висококонцентрованих за органічною речовиною стічних вод дозволяє одержати високу окисну потужність споруд за органічним азотом - до 200 г $N_{орз}/(м^3 \cdot добу)$ на I ступені і до 90 г $N_{орз}/(м^3 \cdot добу)$ на II ступені при високому навантаженні на мул за $N_{заг}$, відповідно, до



2,04 мг/(г·год) і до 1,7 мг/(г·год). По мірі очищення стічної води окисна потужність біореакторів зменшується. В технологічному ланцюгу в наступних за анаеробними біореакторами аноксидних I і II ступеня та аеробному біореакторах окисна потужність зменшується від 30,6 (в аноксидному I ступеня) і 14,12 (в аноксидному II ступеня) до 6 г $N_{орз}/(м^3 \cdot добу)$ (в аеробному) при навантаженні на мул за $N_{заг}$, відповідно, від 4,7 мг/(г·год) і 4,56 мг/(г·год) до 4,37 мг/(г·год), що можна пояснити зменшенням концентрації біомаси в зазначених спорудах. Така сама залежність спостерігається і для швидкості окиснення $N_{орз}$, яка зменшується від 1,19 в анаеробному біореакторі I ступеня до 0,16 мг/(г·год) в аеробному біореакторі.

Таблиця 3.7

Ефективність очищення стічних вод від сполук азоту в аеробному біореакторі

Показник	№ досліду				
	1	2	3	4	5
Концентрація на вході в споруду, мг/дм³: $N_{заг}^{поч}$	5,76	11,66	15,89	30,73	41,23
$N_{заг}^{поч}$	0,4	0,69	1,04	2,38	3,58
$N_{NH3}^{поч}$	1,86	3,85	4,98	10	12,67
$N_{NO2}^{поч}$	0	0,12	0,37	0,6	1,48
$N_{NO3}^{поч}$	3,5	7,0	9,5	17,75	23,5
Концентрація на виході з споруди, мг/дм³: $N_{заг}^{кін}$	4,66	9,46	13,09	25,53	34,63
$N_{орз}^{кін}$	0,17	0,3	0,52	1,31	2,08
$N_{NH3}^{кін}$	0,1	0,4	0,62	1,4	1,8
$N_{NO2}^{кін}$	0	0,03	0,15	0,2	0,25
$N_{NO3}^{кін}$	4,39	8,73	11,8	22,62	30,5
Ефект очищення, %:					
від $N_{заг}$	19,1	18,9	17,6	16,9	16
від $N_{орз}$	57,5	56,5	50	45	42
від N_{NH3}	94,6	89,6	87,6	86	85,8

Отже, використання анаеробно-аеробної технології, яка реалізується за допомогою багатоступеневої проточної системи біореакторів з анаеробними умовами на перших ступенях, аноксидними – на наступних і аеробними – наприкінці, обладнаними волокнистими носіями для іммобілізації мікроорганізмів різних трофічних рівнів з метою очищення висококонцентрованих за органічними речовинами стічних вод (ряду підприємств, наприклад, харчової та легкої промисловостей) дозволяє здійснити глибоку деструкцію азотовмісних сполук, одержати високі показники окисної потужності очисних споруд, особливо на анаеробних



ступенях, швидкості окиснення сполук азоту, досягти високих показників очищення: ефекту видалення азоту органічних сполук – 98-99%, концентрацій сполук азоту в очищеній воді на виході з останнього – аеробного біореактора: азоту амонійного до 0,5-1,8 мг/дм³, азоту нітритів до 0,03-0,25 мг/дм³ і азоту нітратів до 9-31 мг/дм³, які відповідають вимогам до скиду очищених стічних вод у природну водойму.

Таблиця 3.8

Технологічні показники роботи біореакторів за рекомендованою технологією багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод

Показник	Біореактор				
	анаеробний I ступеня	анаеробний II ступеня	аноксид- ний I ступеня	аноксид- ний II ступеня	аеробний
Концентрація на вході в споруду, мг/дм ³ : $N_{зас}^{поч}$	18,4-90	15,2-74,7	12,6-62	8,52-51,5	5,76-41,23
$N_{орг}^{поч}$	18,4-90	6,4-37,8	2,2-15,3	1,32-7,28	0,4-3,58
Концентрація на виході з споруди, мг/дм ³ : $N_{зас}^{кін}$	15,2-74,7	12,6-62	8,52-51,5	5,76-41,23	4,66-34,63
$N_{орг}^{кін}$	6,4-37,8	2,2-15,3	1,32-7,28	0,4-3,58	0,17-2,08
Навантаження на мул за $N_{зас}$, мг/(г·год)	0,42-2,04	0,35-1,7	0,96-4,7	0,75-4,56	0,61-4,37
Окисна потужність за $N_{орг}$, г/(м ³ ·добу)	45,8-199,2	16-85,9	3,36-30,6	3,51-14,12	0,88-5,72
Швидкість окиснення $N_{орг}$, мг/(г·год)	0,27-1,19	0,1-0,51	0,07-0,61	0,08-0,33	0,02-0,16

Примітка. Навантаження за $N_{зас}$ і швидкість окиснення $N_{орг}$ визначено в мг з розрахунку на 1 г беззольної речовини мулу за 1 годину.



3.6. Гідробіологічні дослідження біоценозу іммобілізованих мікроорганізмів і вільноплаваючого активного мулу в біореакторах анаеробно-аеробної технології при очищенні висококонцентрованих стічних вод

3.6.1. Постановка задачі досліджень та її реалізація

При біологічному очищенні висококонцентрованих стічних вод основна роль належить мікроорганізмам, які поселяються в очисній споруді і використовують речовини, які містяться в стічній воді, в процесі своєї життєдіяльності. В активному мулі - це бактерії родів *Pseudomonas*, *Bacterium*, *Micrococcus*, *Bacillus*, *Corinebacterium*, *Thiobacillus* та ін., які здійснюють деструкцію органічних речовин, азотвмісних сполук. У вільноплаваючому активному мулі аноксидних і аеробних біореакторів присутні бактерії родів *Nitrosomonas*, *Nitrobacter*. Найбільш численні бактерії роду *Pseudomonas*, які окиснюють спирти, жирні кислоти, парафіни, ароматичні вуглеводні, вуглеводи тощо. Крім бактерій важливу роль відіграють безхребетні, водорості, гриби, мікроскопічні тварини, які утворюють гідробіоценози очисних споруд. Від того, які забруднюючі речовини містяться в стічній воді і в яких концентраціях, які умови створюються і підтримуються у споруді: анаеробні, аноксидні чи аеробні; в яких місцях можуть поселятися гідробіонти: в товщі води на частинках активного мулу, на поверхні завантаження чи носія, залежить видовий і чисельний склад гідробіоценозу.

Отже, завданням досліджень було визначити видовий склад гідробіоценозів, що утворились в біореакторах в процесі очищення висококонцентрованих стічних вод (молокозаводів, солодового заводу та шкіряних заводів), гідробіонти яких ефективно очищають стічну воду від органічних забруднень і сполук азоту, регулюють приріст біомаси шляхом її виїдання; встановити топічні та трофічні (харчові) зв'язки між гідробіонтами.

Вперше встановлено [300], що утворений в біореакторах гідродинамічний режим сприяє формуванню гранульованого активного мулу з розміром гранул 2-2,5 мм, високою концентрацією сухої речовини – до 50 г/дм³ і малим муловим індексом – до 57 см³/г. Утворення гранульованого активного мулу дозволяє збільшити концентрацію активного мулу в споруді, ефективність очищення і полегшує відокремлення мулу від очищеної води.

Гідробіологічний аналіз мікроорганізмів біоценозів, що утворювались в окремих біореакторах, проводили з використанням біологічного тринокулярного мікроскопа дослідницького класу з фото/відео виходом



«XSP – 139TP» (виробництва компанії JNOEC) із збільшенням 40х – 1500х.

Спостереження за мікроорганізмами (інфузоріями, коловертками та іншими) здійснювали в свіжій пробі води з біореакторів (не пізніше, ніж за 30 хв. після відбору проби води зі споруди), поки організми зберігали фізіологічний стан, характерний для їх перебування в споруді. Основний спосіб спостереження – розглядання об'єктів у живому стані в краплі води з часточкою носія з біообростанням, покритій покривним скельцем, під малим і великим збільшенням мікроскопа (200х, 400х, 600х). При цьому звертали увагу на форму, розміри, морфологічні особливості, характер поведінки мікроорганізмів: рухливість, активність роботи війок (у інфузорій), коловертного апарату (у коловерток), наявність і кількість органел, характерних для особин, які досліджуються, та ін.

Досліджували мікроорганізми вільноплаваючого, гранульованого активного мулу (додатки Г, Д) і біообростань на ВІЯх (додаток З).

Для ідентифікації мікроорганізмів використовували визначники родів і описи видів гідробіонтів, що беруть участь у процесі біологічного очищення стічних вод на очисних спорудах, а також прісноводних планктонних і донних безхребетних [301].

3.6.2. Гідробіоценоз аноксидних біореакторів

В біоценозі обростань ВІЙ спостерігали найпростіших та інших безхребетних.

Було виявлено багато дрібних безбарвних джгутикових роду *Bodo* (тип *Sarcomastigofora*, клас *Zoomastigoforea*): *Bodo caudatus*, *Bodo saltans*, *Bodo putrinus*, які мають овальну, яйцеподібну або близьку до цих форму тіла і два джгутики, швидко плавають, обертаючись навколо повздовжньої осі тіла. Джгутикові живляться розчиненими органічними речовинами, що надходять у тіло осмотичним шляхом (сапрозойне живлення), виідають бактерій, завдяки чому сприяють інтенсифікації метаболізму у тієї частини бактерій, що залишилась у воді. Крім того, вони заковтують більш дрібних джгутиконосців і водорості.

Поява в біоценозі аноксидних біореакторів великої кількості безбарвних джгутикових *Mastigofora* свідчить про переважання мулу за органічною речовиною, сполуками азоту, нестачу кисню, що характерне для аноксидних умов.

Присутня велика кількість черепашкових амеб класу *Sarcodina* (тип *Sarcomastigofora*) з черепашками дископодібної форми – *Arcella discoides* і *Arcella vulgaris*. *Arcella discoides* має круглу зверху черепашку, нижня її поверхня сильно увігнута (в місці отвору), а збоку - подібна до тарілки.



Черепашка має отвір (ніби втягнутий всередину) в центрі диску, з якого виходять псевдоподії. *Arcella vulgaris* має черепашку збоку напівкруглу, вершина якої заокруглена і піднята, нижня поверхня увігнута, із заокругленими краями і округлим отвором в центрі. Прозорі блідо-жовті черепашки – у молодих амеб і тьмяно-коричневі – у старих. В аноксидному біореакторі II ступеня зустрічається багато залишених і деформованих черепашок. Спостерігали багато цист черепашкових кореніжок, що утворились за несприятливих умов (зниження температури, нестача їжі та ін.). Основна їжа черепашкових амеб – бактерії, також дрібні водорості, дрібні найпростіші, наприклад, джгутикові та їх цисти.

В біоценозі обростань на носіях спостерігали багато інфузорій (тип *Ciliophora*) – одноклітинних тварин, для яких характерні дві ознаки, які їх відрізняють від всіх інших одноклітинних, - наявність війок хоча б на одній із стадій життєвого циклу і двох ядер. Інфузорії є вищими організмами серед одноклітинних, будова їх найскладніша. Серед них зустрічаються вільнорухливі форми, плаваючі і ковзаючі, але є і багато прикріплених як поодиноких, так і колоніальних. Їжею для інфузорій служать бактерії, дрібні джгутикові та інші мікроорганізми, які вони поглинають у великій кількості. Наприклад, установлено, що одна особина прикріпленої інфузорії *Carchesium* може поглинути за годину до 30 тисяч бактерій. В очисних спорудах інфузорії, після бактерій, складають найбільш численну групу організмів біоценозу.

З інфузорій багато зустрічали мікроорганізмів класу *Kinetophragminifora* – найбільш примітивно побудованих організмів, наприклад, представника цього класу - *Prorodon teres* з крупним тілом циліндричної форми з ледве помітною перетяжкою в середній частині з густими рядами війок, біля ротового отвору війки короткі, біля заднього – довгі. Їжа – бактерії.

Також спостерігали рівновійчастих інфузорій класу *Oligohymenofora* – вільноплаваючі форми: *Colpidium colpoda* і *Colpidium campulum*. Крупні форми, мають витягнуте бобоподібне тіло, вкрите війками, на задній частині тіла війки довгі. Живляться бактеріями, дрібними джгутиковими. Інфузорії-туфельки або інфузорії хвостаті - *Paramecium caudatum* (клас *Oligohymenofora*) мають крупне тіло, подібне до веретена, витягнуте, у поперечному перерізі округле, вкрите війками, на задній частині - довгими. Ці інфузорії пристосовані до існування в умовах низької концентрації розчиненого кисню у воді, характерних для аноксидних біореакторів.

Дуже багато зустрічалось в обростаннях ВІЙ черевовійчастих інфузорій класу *Polyhymenophora*: *Aspidisca*: *Aspidisca costata*, *Aspidisca*



turrida; *Stylonychia*: *Stylonychia pustulata*; *Euplotes*: *Euplotes sharon*. Це дрібні форми, дуже активні, швидко рухаються (бігають по субстрату) за допомогою цир – пучків злитих між собою війок 2-3 сусідніх рядів, що мають вигляд загострених шипів. Як і війки, цири є, в основному, органами руху. *Aspidisca* (понад 3 особини в полі зору мікроскопа) має щільну панциреподібну пелікулу. Збоку – пласка. Цирі розташовані в передній і задній частині тіла. Ці інфузорії поселяються в біообростаннях. Прожерливі – поїдають бактерій, джгутикових, водорості, в тому числі діатомові.

Спостерігали численних прикріплених кругловічастих інфузорій – сувійок (клас *Peritricha*): *Vorticella microstoma* і *Vorticella submicrostoma* – одиночні форми малих розмірів, прикріплені до частинок детриту за допомогою стебла. Вони здійснюють швидкий рух (дрижання) відносно точки прикріплення – коливання із сторони в сторону на стеблі. Ці види розвиваються в сильно забрудненому органічними речовинами середовищі, характерному для аноксидного біореактора I ступеня.

Більш крупний організм *Vorticella convallaria* з тілом у формі правильного дзвіночка, увінчаним війками, які швидко рухаються, загрибаючи воду в ротовий отвір. Це теж одиночна форма, але поселяється на субстраті групами, а за несприятливих умов швидко утворює бродяжку і впливає геть. Численні інфузорії *Vorticella convallaria* спостерігались в аноксидному біореакторі II ступеня. Їжею для інфузорій служать бактерії та дрібні джгутикові. Отже вони виконують роль седиментаторів, очищуючи воду від бактерій (в тому числі і хвороботворних).

Також зустрічали колоніальні форми перітрих: *Epistylis plicatilis* і *Opercularia*, наприклад, спостерігали *Opercularia glomerata*, яка прикріпилась до поверхні субстрату за допомогою стебла і мала понад 10 зооїдів. *Epistylis plicatilis* може мати до декількох десятків особин. Тіло у формі витягнутого конуса, стебло – гладке, прозоре, високе. *Opercularia* має тіло овальне або веретеноподібне, стебло не скорочується, прозоре, гілчасте. Їжа – бактерії.

Зрідка спостерігали хижих інфузорій *Didinium* з овальною формою тіла, витягнутою в передній частині у хобот. Живляться сувійками.

В обростаннях ВІЙ спостерігали хижих сисних інфузорій (підтип *Suctorina*): *Podophrya*, *Tokophrya*, які ведуть прикріплений спосіб життя в дорослому стані, а в ембріональному (бродяжки) – рухливий. Прикріплюються до субстрату з допомогою стебла. *Podophrya* має дрібне сферичне тіло, щупальці відходять від усієї поверхні тіла, *Tokophrya* має грушоподібне або пірамідоподібне тіло, щупальці зібрані в 1-4 пучки на верхній поверхні тіла. Живляться за допомогою війчастих щупальців, якими інфузорії прикріплюються до рослин, безхребетних та ін.



Булавкоподібні кінці щупальців виділяють речовини, які паралізують і вбивають здобич, а потім інфузорія висмоктує поживні речовини з тіла жертви. Їжею для сукторій служать інфузорії інших груп.

В біоценозі біообростань в аноксидному біореакторі II ступеня зустрічались коловертки (тип *Nemathelminthes*, клас *Rotifera*) – первиннополосні черви, що представляють собою мікроскопічні багатоклітинні організми, які досягають 2,5мм в довжину, мають відмінні від інших організмів специфічні органи – коловертний апарат, що виконує одночасно функції руху і живлення, і мастакс або глотку, яка містить всередині щелепний апарат. Вони прикріплюються до субстрату з допомогою ноги. Їжа – бактерії, частинки детриту, дрібні водорості, різноманітні найпростіші. Вони сприяють очищенню води і мінералізації біомаси обростань. Коловертки можуть існувати при малих концентраціях кисню і стійкі до вмісту сірководню, метану та ін.

Спостерігали вільноживучих круглих червів *Nematoda* (тип *Nemathelminthes*) – первиннопорожнинних організмів, форма тіла яких витягнута із звуженими кінцями, довжина 0,5-3мм. Їх роль в біоценозі суттєва, адже вони живляться бактеріями, детритом, найпростішими.

В обростаннях спостерігали небагато малощетинкових червів *Oligochaeta* (тип *Annelida*) з сильно витягнутим тілом, що складається з сегментів, на яких є пучки щетинок з верхнього і нижнього боку. Покров тіла прозорий, що дозволяє бачити внутрішню будову організму. Має замкнуту кровотворну систему (колір крові спричинює червоне забарвлення, наприклад, у *Tubifex tubifex*). Поселяються в обростаннях, можуть витримувати великий дефіцит кисню, наприклад, *Tubifex tubifex*. Їжа – детрит тваринного і рослинного походження, бактерії, черепашкові амеби та ін. В біоценозі біореакторів об'їдають обростання ВІЙ, заковтуючи при цьому дрібних малорухливих найпростіших. Роль у біоценозі очисних споруд надзвичайна – мінералізація органічних речовин біомаси. Пропускаючи мулові частинки і частинки біообростань через свій кишечник, вони викидають в середовище у вигляді доволі крупних решток мінералізовані речовини.

Спостерігали в біоценозі личинки мушки *Psychoda* у великій кількості в аноксидних умовах.

3.6.3. Гідробіоценоз аеробного біореактора

З найпростіших і інших безхребетних в гідробіоценозі біореактора були виявлені такі мікроорганізми.

В біоценозі зустрічали різноманітні інфузорії:



- черевовійчасті інфузорії *Aspidisca*, *Stylonychia*, *Euplotes* в невеликих кількостях;
- прикріплені кругловоїчасті інфузорії *Vorticella convallaria*, *Vorticella nebulifera* – крупні форми. Потрібно відзначити відсутність в аеробному біореакторі дрібних інфузорій *Vorticella microstoma* і *Vorticella submicrostoma*, характерних для аноксидного біореактора I ступеня. Це можна пояснити виїданням цих організмів хижачками вищих ланок трофічних ланцюгів, що складаються в очисних спорудах: хижими інфузоріями, дедініями та ін.;
- колоніальні форми інфузорій *Epistylis plicatilis*, *Opercularia* в невеликих кількостях;
- хижі сисні інфузорії (сукторії): *Podophrya*, *Tokophrya* в невеликих кількостях.

В біоценозі біообростань спостерігали велику чисельність різноманітних видів коловерток (одна-дві в полі зору мікроскопа): *Philodina roseola*, *Cathypna luna*, *Rotaria rotatoria*, на відміну від аноксидних біореакторів, де їх було небагато (зустрічались в анаеробному біореакторі II ступеня), адже коловертки чутливі до нестачі у воді розчиненого кисню. Вони втрачають рухливість, витягуються і поступово відмирають.

На носіях спостерігали малоцетинкових черв'яків *Oligochaeta - Tubifex tubifex*.

Наявність в аеробному біореакторі коловерток і черв'яків – організмів вищих ланок трофічних ланцюгів, які приживаються в гідробіоценозі цієї споруди, забезпечує покращення процесу очищення води, адже ці організми видають детрит, бактерій, найпростіших, які можуть виноситись із очисної споруди разом з очищеною водою; зменшення приросту біомаси мікроорганізмів, внаслідок чого зменшуються витрати на обробку та утилізацію осадів; мінералізацію біомаси, що покращує седиментаційні властивості осадів.

3.7. Вплив концентрації біомаси в біореакторах анаеробно-аеробної технології на ефективність очищення висококонцентрованих стічних вод

3.7.1. Постановка задачі та її реалізація

Оскільки в запропонованій біотехнології очищення стічних вод для іммобілізації та утримування біомаси використані носії типу ВІЯ, то в



завдання досліджень входило визначення необхідної кількості носіїв для забезпечення такої концентрації іммобілізованих мікроорганізмів, при якій будуть одержані найвищі показники якості очищеної води, високі показники швидкості окиснення органічних речовин, окисно-відновної потужності біореакторів за органічними речовинами, сполуками азоту.

Дослідження проводили на моделі (див. рис. 2.3) в проточних умовах з використанням модельних розчинів молочної сироватки (див. табл. 2.4).

Носії для іммобілізації мікроорганізмів – хімічні волокна ВІА в біореакторах були намотані на каркас з пластмасової сітки у вигляді циліндра, встановленого співвісно з циліндричним корпусом біореактора. Висота каркаса в анаеробних секціях становила 0,32 м. Таким чином, частина волокон була занурена в рідину (0,12 м), решта знаходилась в газовій фазі і зрештувалась рециркуляційною водою за допомогою насоса.

Кількість носіїв була прийнята в залежності від концентрації органічних речовин на вході в біореактор і по мірі очищення стічної води – зменшувалась. В анаеробних біореакторах довжина волокон, занурених у воду, становила 31,2 м (260 витків волокон на каркас, занурений у воду на 0,12 м, довжина частини, розташованої у газовій фазі, – 0,2 м) на I ступені, 30,6 м (255 витків по 0,12 м у воді і 0,2 м – у газовій фазі) на II ступені. В аноксидних біореакторах – 26,4 м (220 витків по 0,12 м) на I ступені, 9,6 м (80 витків по 0,12 м) на II ступені і в аеробному біореакторі – 8,4 м (70 витків по 0,12 м).

Розрахунок біомаси було виконано на одиницю маси носія – 1 г.

Концентрацію біомаси визначали як суму концентрацій прикріплених мікроорганізмів і вільноплаваючого мулу за сухою речовиною. Для визначення показників у розрахунку на беззольну речовину (навантаження на мул, швидкість окиснення органічних речовин, сполук азоту) визначали зольність біомаси.

3.7.2. Дослідження впливу концентрації біомаси на роботу біореакторів

Результати проведених досліджень показують, що при зменшенні концентрацій органічних і неорганічних речовин в стічних водах в процесі очищення в проточній системі біореакторів за анаеробно-аеробною технологією спостерігається поступове зниження концентрації біомаси: від 15-20 г/дм³ в анаеробному біореакторі I ступеня, 10-15 г/дм³ – в анаеробному II ступеня до 3-6 г/дм³ в аноксидних і 2-3 г/дм³ – в аеробному біореакторах (табл. 3.9).



Результати очищення стічних вод за анаеробно-аеробною технологією [19]

Показники	Анаеробний біореактор		Аноксидний біореактор		Аеробний біореактор
	I ступеня	II ступеня	I ступеня	II ступеня	
ХСК неочищеної стічної води, мг/дм ³	2350-4400	900-2390	360-900	160-330	50-160
ХСК очищеної води, мг/дм ³	900-2390	360-720	160-330	50-160	20-80
Навантаження за органічною речовиною, мг ХСК/(г·год)	54-100	26-41	30-45	14-30	5-17
Окисна потужність: г ХСК/(м ³ ·добу) г ХСК/(м ³ ·год)	5600-7700 230-320	3000-4200 125-175	900-1600 40-70	420-650 20-30	300-450 15-20
Питома швидкість окиснення, мг ХСК/(г·год)	33-45	20-24	15-23	13-15	10-13
Окисна потужність: г N _{орг} /(м ³ ·добу) г N _{орг} /(м ³ ·год)	175-200 7,3-8,3	75-85 3,1-3,5	25-30 1,0-1,3	10-15 0,4-0,6	5-10 0,2-0,4
Концентрація біомаси, г/дм ³	15-20	10-15	4-6	3-4	2-3
Зольність, %	30	30	30	40	50
Біомаса, г	11,8-15,7	7,9-11,8	3,1-4,7	2,4-3,1	1,6-2,4
Маса носія, г	6,2	6,1	5,3	1,9	1,7
Питома біомаса, г/г носія	1,9-2,5	1,3-1,9	0,6-0,9	1,3-1,6	0,9-1,4

Найбільші концентрації іммобілізованих мікроорганізмів – в анаеробних умовах, де відбувалось розкладення великої кількості органічних речовин. Потрібно відзначити, що приріст біомаси в анаеробних біореакторах становив 100-150 мг на 1 г органічних речовин за ХСК. В аноксидних і аеробному біореакторах приріст біомаси зменшувався до 50-30 мг на 1 г органічних речовин за ХСК, що можна пояснити виїданням біомаси бактерій і дрібних джгутикових організмами вищих ланок трофічних ланцюгів гідробіоценозів, які проживають в цих спорудах.

Найменші значення питомої біомаси спостерігались для аноксидного біореактора I ступеня – 0,6-0,9 г на г носія, що можна пояснити великою кількістю носія (майже як в анаеробних біореакторах), але меншою



кількістю органічних речовин, які переробляються мікроорганізмами в даному біореакторі.

Як показали результати досліджень, досягнуті в біореакторах величини концентрацій біомаси іммобілізованих на носіях мікроорганізмів і вільноплаваючого мулу дозволили одержати високий ступінь очищення стічних вод від органічних речовин і сполук азоту, забезпечуючи високі швидкості окиснення органічних речовин, деструкції органічних сполук азоту, а також високі окисні потужності анаеробних, аноксидних і аеробних очисних споруд.

Важливою особливістю роботи біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами є збільшення мінеральної частини біомаси (зростання зольності до 50%) в результаті утворення біоконвеєра і виїдання бактеріальної частини біомаси, яке спостерігалось в аеробних умовах.

Отже, на підставі проведених експериментальних досліджень можна рекомендувати такі раціональні режими роботи анаеробно-аеробних біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами при концентраціях органічних речовин в вихідній стічній воді за ХСК 4000-4500 мг/дм³: окисну потужність, г ХСК/(м³·добу), анаеробних I і II ступенів, відповідно, – 7200-8000 і 4000-4500, аноксидних I і II ступенів, відповідно, – 1300-2000 і 500-650, аеробного – 400-500; питому швидкість окиснення, мг ХСК/(г·год), анаеробних I і II ступенів, відповідно, – 40-45 і 20-24, аноксидних I і II ступенів, відповідно, – 18-23 і 13-15, аеробного – 10-13; концентрацію біомаси, г/дм³, в анаеробних I і II ступенів, відповідно, – 15-20 і 10-15, в аноксидних I і II ступенів, відповідно, – 4-6 і 3-4, в аеробному – 2-3, зольність біомаси, %, в анаеробних I і II ступенів – 30, аноксидних I і II ступенів, відповідно, – 30-40 і 40-50, в аеробному 50-60. Якість очищених стічних вод за ХСК, мг/дм³, становить після анаеробного I і II ступенів, відповідно, – 2100-2400 і 640-750, аноксидних I і II ступенів, відповідно, – 230-360 і 130-180, аеробного – 50-80.

Висновки

На підставі проведених експериментальних досліджень попередньої фізико-хімічної обробки висококонцентрованих стічних вод для покращення наступного біологічного очищення можна зробити такі висновки.

1. Для фізико-хімічного очищення висококонцентрованих стічних вод, які містять легкі, пластівцевидні домішки доцільно використовувати флотаційні методи: напірну флотацію, електрокоагуляцію-флотацію, біокоагуляцію-флотацію, за сприяння присутності у стічних водах промислових підприємств синтетичних поверхнево-активних речовин,



білків, жирів, які утворюють разом із частинками дисперсної фази і бульбашками повітря флотокомплекси, здатні впливати на поверхню поділу фаз «вода-повітря», утворюючи шар флотаційного шламу.

2. Відокремлення активного мулу від води за допомогою напірної флотації ефективно відбувається вже при тиску насичення води повітрям в напірному баку 0,2 МПа, тривалості насичення 4 хв., забезпечуючи швидке відокремлення утворених флотокомплексів від води та ефективність прояснення води – понад 95% при початковій концентрації мулової суміші порядку 4 г/дм³ і тривалості флотації 20 хв., 94% при концентрації 7 г/дм³ і тривалості флотації 30 хв. При більшій тривалості флотації ефективність прояснення води повільно збільшується до 98%.

3. Для ущільнення надлишкового активного мулу переваги порівняно з гравітаційним має флотаційний метод, за допомогою якого відбувається ефективне розділення фаз із зменшенням вологості флотаційного шламу від 99,7 до 96,3% (об'єм осаду зменшується більш, ніж в 12 разів) при тривалості зневоднення 2 год. за допомогою напірної флотації з тиском насичення 0,2 МПа, тоді як гравітаційний метод дає за такий же час зниження вологості від 99,7 до 98,8% (зменшення об'єму в 4 рази).

4. Метод флотаційної біокоагуляції доцільно використовувати для попереднього очищення стічних вод перед біологічним очищенням з метою видалення із них токсичних забруднень (СПАР, барвники, йони важких металів тощо), які перешкоджають нормальній роботі активного мулу аеротенків (спричинюють піноутворення, спухання мулу та ін.); він дозволяє видалити, наприклад, барвники з ефективністю 60% при тривалості напірної флотації 15-20 хв. і концентрації мулу понад 1,0 г/дм³.

5. Ефективне видалення флотаційною біокоагуляцією йонів важких металів, наприклад, йонів міді, було досягнуто при дозах активного мулу 200-300 мг/дм³, тривалості флотації 20 хв., концентраціях йонів міді понад 2 мг/дм³ – 95%, при менших концентраціях міді – 1-2 мг/дм³ – 97%, а при 0,5 мг/дм³ і дозі активного мулу 300 мг/дм³ – 99%.

6. Метод електрокоагуляції-флотації забезпечує ефективне видалення із стічних вод високодисперсних домішок, колоїдних і високомолекулярних речовин, при використанні залізних електродів, тривалості флотації 30-40 хв., густині струму 20 А/м² ефект очищення за ХСК становить 80-86%, при густині струму 40 А/м² – 90-94%.

7. До недоліків використання флотаційних методів для очищення висококонцентрованих стічних вод необхідно віднести утворення великих об'ємів флотаційних шламів та осадів, часто з вмістом коагулянтів, які потребують великих витрат матеріалів та коштів на зневоднення, стабілізацію та утилізацію.



8. Для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод запропоновано, розроблено і досліджено в експериментальних умовах маловитратну, маловідходну та екологічно чисту технологію – багатоступеневу анаеробно-аеробну технологію, реалізовану в проточній системі біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами.

9. В умовах багатоступеневого біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод в біореакторах кожного ступеня було забезпечено утворення специфічних гідробіоценозів, характерних для даного ступеня, а також з відповідними кисневими умовами для протікання процесу очищення, що дозволило одержати високу ефективність очищення за розробленою біотехнологією.

10. Високого ефекту очищення стічних вод від органічних забруднень за ХСК досягнуто в анаеробних і аноксидних секціях при гідравлічному навантаженні до $2 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$ – відповідно понад 70% і 60% (тривалість анаеробного і аноксидного процесів становила 12 год, для порівняння в метантенках при мезофільних умовах – 10-20 діб [131]); в аеробній секції при гідравлічному навантаженні до $4 \text{ м}^3/(\text{м}^3 \cdot \text{добу})$ – понад 50%.

11. В області малих значень навантажень за органічною речовиною за ХСК на вході в біореактори ХСК в стічній воді на виході з них зростає повільно, а при досягненні деякої величини спостерігається стрімке зростання концентрації органічних речовин в стічній воді на виході з окремих ступенів біореакторів. Величина органічного навантаження в такому випадку для анаеробного біореактора I ступеня знаходиться в межах 60-65 мг/(г·год) ($\text{ХСК}_{\text{кін}} - 1000-1200 \text{ мг/дм}^3$), для анаеробного біореактора II ступеня – 25-30 мг/(г·год) ($\text{ХСК}_{\text{кін}} - 300-400 \text{ мг/дм}^3$), для аноксидного біореактора I ступеня – 20-25 мг/(г·год) ($\text{ХСК}_{\text{кін}} - 100-150 \text{ мг/дм}^3$), для аноксидного біореактора II ступеня – 15-20 мг/(г·год) ($\text{ХСК}_{\text{кін}} - 50-100 \text{ мг/дм}^3$), для аеробного – 10-15 мг/(г·год) ($\text{ХСК}_{\text{кін}} - 50-70 \text{ мг/дм}^3$).

12. Проведені дослідження питомої швидкості окиснення органічних речовин в анаеробних, аноксидних і аеробному біореакторах з іммобілізованими на носіях ВІА мікроорганізмами показали, що питома швидкість змінюється за законом ферментативної кінетики. Константи рівнянь для кожного ступеня досягають значних величин в I ступені анаеробного біореактора і зменшуються в наступних. Отже, ділення процесу на ступені та устаткування біореакторів носіями ВІА і збільшення концентрації біомаси в спорудах дозволяють збільшити ефективність і продуктивність анаеробного і аноксидного процесів на перших ступенях, а відтак, і всієї системи в цілому, про що свідчить висока ефективність видалення органічних речовин за ХСК – 98-99% при високих концентраціях органічних речовин у неочищеній стічній воді – понад 4000 мг/дм^3 .



13. Питома швидкість деструкції органічних забруднень в анаеробному біореакторі I ступеня досягала 45 мг ХСК/(г·год), в анаеробному II ступеня - 24 мг ХСК/(г·год), що перевищує швидкості окиснення в аеротенках продовженої аерації для указаних стічних вод відповідно в 7,3 та 4 рази, завдяки створенню необхідних умов проведення процесу та високій концентрації біомаси анаеробних мікроорганізмів – до 20 г/дм³ шляхом їх іммобілізації на високорозвиненій поверхні волокон ВІЙ, яка в анаеробних біореакторах становила 3700-3800 м²/м³ як занурених у воду, так і на тій частині носіїв, яка знаходилась у газовій фазі споруди.

14. Завдяки використанню носіїв з іммобілізованими мікроорганізмами на всіх ступенях очищення в біореакторах спостерігається висока окисна потужність, яка при концентрації органічних речовин в стічній воді за ХСК 4400 мг/дм³ в анаеробних біореакторах I та II ступеня досягає відповідно 8000 та 4000 г/(м³·добу), в аноксидних I та II ступеня відповідно 1600 та 650 г/(м³·добу), в аеробному 450 г/(м³·добу).

15. В анаеробно-аеробній системі біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами відбувається ефективно видалення всіх форм азоту, які містяться у висококонцентрованих стічних водах, в процесах: деструкції азотвмісних речовин в анаеробних умовах гетеротрофними бактеріями з утворенням аміаку, виділенням газоподібного азоту, приростом біомаси; окиснення амонійного азоту в аноксидних і аеробних умовах бактеріями-нітрифікаторами до нітритів і нітратів; видалення сполук амонію в аноксидних і аеробних біореакторах за рахунок анамокс-процесу в товщі біомаси обростань на носіях ВІА.

16. Використання для очищення висококонцентрованих стічних вод анаеробних біореакторів з іммобілізованими на носіях мікроорганізмами дозволяє одержати високу окисну потужність споруд за органічними сполуками азоту – 200 г $N_{орз}/(м^3 \cdot добу)$ на I ступені і 90 г $N_{орз}/(м^3 \cdot добу)$ на II при високому навантаженні за $N_{заз}$ на мул відповідно до 2,0 мг/(г·год) і до 1,7 мг/(г·год) і досягти високих показників очищення на виході з аеробного біореактора: за концентраціями азоту амонійного до 0,5-1,8 мг/дм³, азоту нітритів до 0,03-0,25 мг/дм³, азоту нітратів до 9-31 мг/дм³, які відповідають вимогам до скиду очищених стічних вод у водойму.

17. На аноксидному та аеробному ступенях очищення в біореакторах з іммобілізованими мікроорганізмами спостерігається утворення біоконвеєра, з допомогою якого ефективно очищуються стічні води від органічних забруднень і регулюється чисельність популяцій гідробіонтів – біологічних очисників води. Внаслідок виїдання бактеріальної частини біомаси гідробіонтами вищих трофічних ланок харчових ланцюгів, які утворюються в біоценозі споруд, відбувається зменшення кількості біомаси та збільшення її мінеральної частини (зольність досягає 50%).



РОЗДІЛ 4. МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ В СПОРУДАХ ПРИ ОЧИЩЕННІ ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНИХ СТИЧНИХ ВОД

4.1. Теоретичні дослідження руху потоків в очисних спорудах

4.1.1. Конструктивні особливості біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами

В основі процесів біологічного очищення стічних вод: анаеробних, аеробних, лежить біохімічне окиснення-відновлення органічних речовин у відсутності чи у присутності кисню анаеробними або аеробними бактеріями. Важливе значення при розробці конструкцій споруд біологічного очищення стічних вод, особливо анаеробних біореакторів, надається системі перемішування в споруді для забезпечення рівномірного розподілу органічних речовин в об'ємі з метою рівномірного і своєчасного постачання їх мікроорганізмам-деструкторам. Особливо гострою постає ця проблема при влаштуванні в анаеробних біореакторах носіїв іммобілізованих мікроорганізмів, наприклад, волокнистих типу «ВІЯ», якими заповнюють внутрішній простір очисної споруди, надаючи мікроорганізмам можливість поселятись як на поверхні волокон, в переплетеннях, так і в товщі – у важкодоступних для поживних речовин місцях.

Особливістю нової конструкції анаеробного біореактора [302] (рис. 4.1) є влаштування системи перемішування за допомогою насоса, рециркуляційного трубопроводу і перфорованої труби, яка розташована віссиметрично з циліндричним корпусом біореактора. Вихідну стічну воду подають в нижню частину біореактора з носіями іммобілізованих мікроорганізмів, розташованими більшою мірою в рідині і частково в газовій фазі. Стічна вода рухається знизу вгору, омиває волокна і постачає органічну речовину бактеріям-гетеротрофам.

Для рівномірного розподілу органічних речовин по поверхні волокон з метою ефективного їх розкладення іммобілізованими бактеріями частина стічної води за допомогою рециркуляційної системи (насоса, трубопроводу та перфорованої труби) розподіляється розосереджено в об'ємі біореактора.

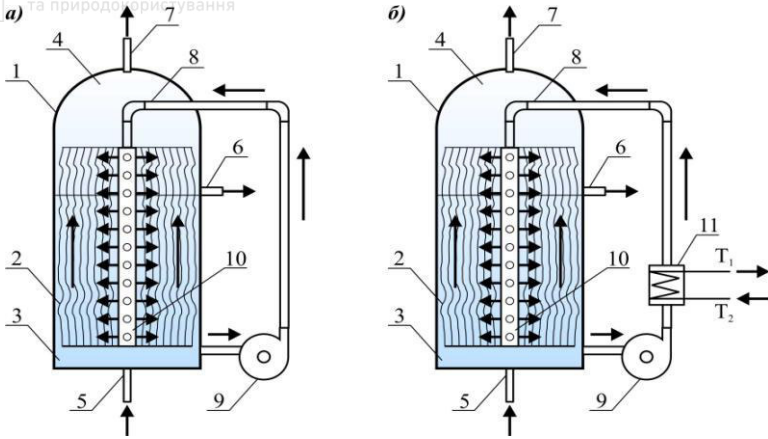


Рис. 4.1. Схема анаеробного біореактора з носіями іммобілізованих мікроорганізмів: *а)* – без підігріву рециркуляційної води; *б)* – з підігрівом рециркуляційної води: 1 – корпус; 2 – носії «ВІЯ»; 3 – зона рідини; 4 – газова зона; 5 – підведення стічної води; 6 – відведення очищеної води; 7 – відведення газу; 8 – рециркуляційний трубопровід; 9 – насос; 10 – перфорований трубопровід; 11 – теплообмінник

Анаеробні біореактори можна влаштувати у вертикальній і горизонтальній спорудах (рис. 4.2).

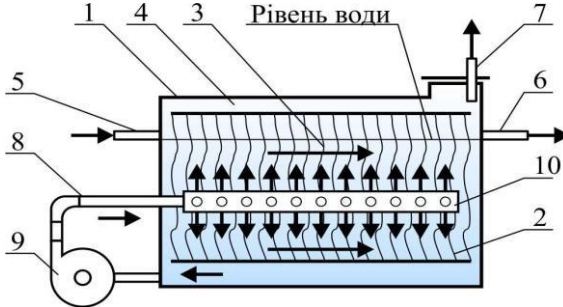


Рис.4.2. Схема анаеробного біореактора горизонтального типу з носіями іммобілізованих мікроорганізмів:
 1 – корпус; 2 – носії «ВІЯ»; 3 – зона рідини; 4 – газова зона; 5 – підведення стічної води; 6 – відведення очищеної води; 7 – відведення газу; 8 – рециркуляційний трубопровід; 9 – насос; 10 – перфорований трубопровід



Стічна вода надходить через отвори на поверхні вертикальної труби перпендикулярно зовнішньому потоку води (див. рис. 4.1, *a*). Завдяки цьому в усіх точках об'єму споруди встановлюється майже однакова концентрація органічних речовин. Крім того, ефективно і своєчасно відводяться з потоком води продукти метаболізму мікроорганізмів.

З метою підвищення швидкості деструкції органічних речовин при анаеробному процесі можна здійснювати підігрів рециркуляційної води (див. рис. 4.1, *б*) перед подачею її в біореактор.

Конструктивною особливістю розроблених нових рішень аеробних біореакторів з носіями іммобілізованих мікроорганізмів [303, 304] (рис. 4.3) є розташування вісесиметрично до циліндричного корпусу споруди перфорованого трубопроводу, за допомогою якого в споруду подають повітря, забезпечуючи інтенсивний масообмін між стічною водою і гідробіонтами, іммобілізованими на носіях, та підтримуючи в завислому стані частинки вільноплаваючого мулу. Завдяки цьому кисень надходить в усі точки споруди і споживається мікроорганізмами біологічних обростань в процесі окиснення органічних речовин. Аеробні біореактори можна виконувати горизонтального і вертикального типу (див. рис. 4.3, *a* і *б*).

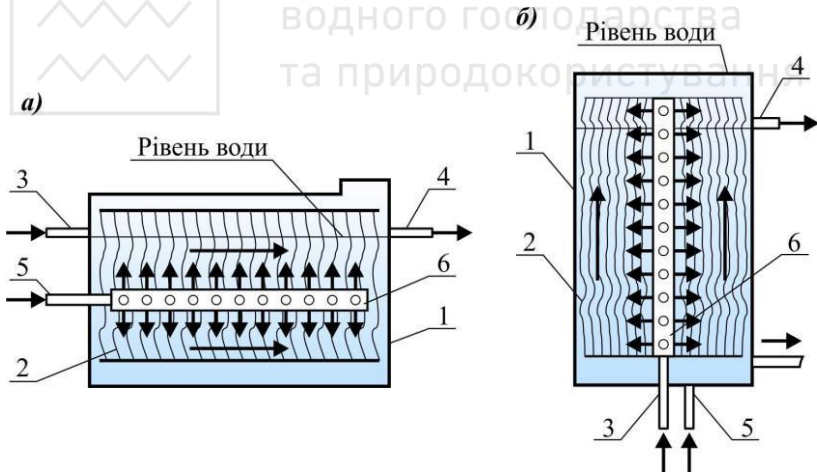


Рис. 4.3. Схема аеробного біореактора з носіями іммобілізованих мікроорганізмів: *a*) – горизонтального типу; *б*) – вертикального типу:

1 – корпус; 2 – носії «ВІЯ»; 3 – підведення стічної води; 4 – відведення очищеної води; 5 – підведення повітря; 6 – перфорований трубопровід



Гідродинамічна модель таких споруд може бути представлена (рис. 4.4) у вигляді співвісних циліндрів з рухом води між ними і витіканням води (або подачею повітря) через отвори у внутрішньому циліндрі.

Отже, виникає необхідність розрахунку параметрів ламінарного усталеного потоку між двома співвісними циліндрами, коли через отвори на поверхні внутрішнього циліндра подається рідина або повітря.

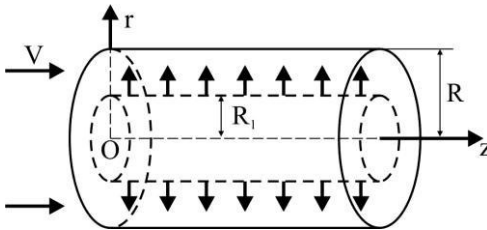


Рис. 4.4. Течія між співвісними циліндрами

4.1.2. Основні положення теорії розрахунку примежового шару напівобмеженої струмнини на перфорованій поверхні

Напівобмежені струмнини використовують для інтенсифікації або послаблення переносу імпульсу і тепла, що відбувається поблизу поверхні. Розрахунок параметрів примежового шару, який при цьому утворюється, часто оснований на використанні чисельних методів, тому що на сьогодні ще не доведено, чи мають рівняння розповсюдження струмнини єдиний розв'язок і наскільки вдало він описує реальну течію.

Використавши систему рівнянь “моментів” основного диференціального рівняння примежового шару, із використанням простих сімейств швидкості для нестисливої рідини у роботі [252] проведено наближене інтегрування рівнянь ламінарного примежового шару на перфорованій поверхні.

У монографії [253] метод еквівалентної задачі теорії теплопровідності застосовано до дослідження задач про струменеві течії рідини і газу.

Оптимальний розподіл швидкості відсмоктування рідини із примежового шару вздовж перфорованої стінки одержано у [254], а робота [255] присвячена наближеному методу розв'язування задачі розповсюдження турбулентного примежового шару вздовж перфорованої поверхні, а також теорії турбулентного примежового шару із зникаючою в'язкістю і методам застосування її до розрахунків реальних потоків; розглянуто граничні властивості теплового примежового шару, що



розповсюджується вздовж адіабатичної поверхні, взаємодію затопленої струмини і твердого тіла та деякі проблеми теплових завіс.

Методом шару скінченої товщини з використанням інтегральних співвідношень у [256] розв'язано задачі про розповсюдження вільних турбулентних ізотермічних і неізотермічних струменів рідини та газу, а у [257-263] наведено рішення задач про розповсюдження напівобмежених струменів нестисливої рідини.

У експериментальних і теоретичних роботах [260-267] досліджено пристінні струменеві потоки, а у [268] – обтікання поверхні закрученим струменем.

За допомогою інтегральних співвідношень у [258, 259, 269] виконано розрахунок параметрів напівобмеженого струменя на криволінійній поверхні.

Роботи [253, 255, 263, 264, 270-272] присвячені вивченню струменевого обтікання перфорованої поверхні, проаналізовано вплив вдування і відсмоктування рідини на профіль швидкості, напругу поверхневого тертя та ін.

Вплив вдування речовини через перфоровану поверхню на поверхнєве тертя і теплопередачу у турбулентному примежовому шарі аналізується у [255, 270-275].

У зв'язку із складною структурою неізотермічного примежового шару, утвореного напівобмеженим струменем при обтіканні перфорованої поверхні, велике поширення набули методи розрахунку параметрів, у яких використовуються інтегральні співвідношення чи автотельність розв'язку [268, 276]. Такими методами у [259] розраховано параметри початкової і перехідної ділянок затопленої турбулентної струмини, що розповсюджується по поверхні циліндра вздовж його твірної, а у [269] – вісесиметричної напівобмеженої струмини нестисливої рідини у супутньому градієнтному потоці.

4.1.3. Основні положення теорії розрахунку потоків у трубах і між трубами

При ламінарній течії у перфорованій трубі рідина надходить у трубу з рівномірною швидкістю, причому на стінках утворюється примежовий шар змінної товщини. Внаслідок цього на початковій ділянці труби профіль швидкості змінюється. На деякій віддалі від входу у трубу товщина примежового шару стає рівною радіусу труби, і надалі профіль швидкості не змінюється. Довжина початкової ділянки при $Re = 1000$ наближено дорівнює 30 діаметрам труби [277, 278].



Нехтуючи масовими силами і враховуючи те, що потік має осьову симетрію $\left(\frac{\partial v_x}{\partial \varphi} = 0\right)$ та $\frac{dP}{dx} = \text{const}$, рівняння Нав'є-Стокса і

рівняння нерозривності у циліндричних координатах за початковою ділянкою матимуть вигляд:

$$\rho v_r \frac{dv_x}{dr} = \mu \left(\frac{d^2 v_x}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dv_x}{dr} \right) - \frac{dP}{dx}, \quad (4.1)$$

$$\frac{dv_r}{dr} + \frac{v_r}{r} = 0, \quad (4.2)$$

з граничними умовами:

$$v_x = 0, \quad v_r = v_w \quad \text{при} \quad r = R;$$

$$v_x = u, \quad v_r = 0 \quad \text{при} \quad r = 0.$$

Тут R – радіус труби, v_w – швидкість витікання рідини через перфоровану поверхню, вісь Ox співпадає з віссю труби.

Із рівняння (4.2) маємо $v_r = v_w \frac{R}{r}$. Після послідовного подвійного

інтегрування рівняння (4.1) одержимо

$$v_x = \frac{1}{2\rho} \frac{dP}{dx} \frac{r^2}{2v_0 - c_1} + \frac{c_2}{c_1} + c_3 r^{c_1/v_0}.$$

Довільні сталі інтегрування c_2 і c_3 знаходяться із граничних умов; прийнято позначення $c_1 = v_w R$.

Використавши допущення, що при малій швидкості v_w ,

$$\left(\frac{r}{R}\right)^{c_1/v_0} \approx 1, \text{ знайдемо}$$

$$v_x = \frac{1}{2\rho} \frac{dP}{dx} \frac{1}{2v_0 - c_1} (r^2 - R^2). \quad (4.3)$$



Оскільки $\frac{dP}{dx} = -\frac{\Delta P}{l} = const$ (ΔP – перепад тиску у трубі довжиною l), то об'ємна витрата Q рівна

$$Q = 2\pi \int_0^R v_x r dr = \frac{\pi \Delta P R^4}{4\rho l (2v_0 - c_1)}. \quad (4.4)$$

Секундна об'ємна витрата при усталеному ламінарному русі нестисливої рідини у перфорованій циліндричній трубі пропорційна перепаду тиску на одиницю довжини труби і четвертому степеню її радіуса. Якщо рідина витікає через отвори із труби, об'ємна витрата зменшується ($2v_0 - c_1$ збільшується, $c_1 < 0$).

Величина середньої швидкості $(v_x)_{сep}$ буде

$$(v_x)_{сep} = \frac{Q}{\pi R^2} = \frac{\Delta P R^2}{4\rho l (2v_0 - c_1)}. \quad (4.5)$$

Найбільше значення швидкості $(v_x)_{max}$, як видно із (4.3), буде на осі труби, тобто при $r = 0$,

$$(v_x)_{max} = (v_x)_{r=0} = \frac{1}{2\rho} \frac{\Delta P}{l} \frac{1}{2v_0 - c_1} R^2. \quad (4.6)$$

Знайдемо величину опору при русі рідини у перфорованій трубі. Для усталеного руху у циліндричних трубах опір на даній ділянці визначається перепадом тиску

$$\Delta P = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho (v_x)_{сep}^2}{2}, \quad (4.7)$$

тут λ - коефіцієнт опору, d - діаметр труби.

Із (4.5) і (4.7) одержимо закон опору ламінарного руху в'язкої рідини у перфорованій трубі



$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}} \left(1 - \frac{1}{2} \text{Re}_w \right); \text{Re} = \frac{(v_x)_{\text{макс}} d}{\nu_0}; \text{Re}_w = \frac{v_w R}{\nu_0}. \quad (4.8)$$

Знаючи λ , знаходимо ΔP і величину потужності, необхідної для забезпечення витрати Q ($\text{м}^3/\text{с}$).

Дослідимо вплив теплообміну при усталеному ламінарному русі рідини у круглій циліндричній трубі, через поверхню якої витікає рідина із сталою температурою, на параметри потоку. Введемо позначення: T_w - температура стінки (поверхні труби); T_m - температура на осі труби; $T_m - T_w = \theta_m$ - температурний напір між віссю і стінкою труби; $T - T_w = \theta$ - температурний напір між точкою рідини і стінкою труби.

При усталеному русі рідини температура у довільній точці буде залежати від радіуса, тобто віддалі точки від осі труби.

Будемо шукати температурний напір θ у вигляді:

$$\theta = a_0 + a_1 y + a_2 y^2 + a_3 y^3, \quad (4.9)$$

де y - віддаль від осі труби.

Коефіцієнти a_0, a_1, a_2, a_3 знайдемо за допомогою граничних умов:

$$\theta = \theta_m, \quad \frac{d\theta}{dy} = 0 \quad \text{при } y = 0; \quad (4.10)$$

$$\theta = 0, \quad \left(\frac{d^2\theta}{dy^2} \right)_w = -\frac{1}{R} \left(\frac{dT}{dy} \right)_w \quad \text{при } y = R.$$

Друга умова на стінці (4.10) одержана із таких міркувань. Якщо допустити, що теплообмін близько від стінки відбувається тільки через теплопровідність, то кількість тепла, що проходить через циліндричну поверхню із радіусом y і довжиною l , виразиться так:

$$Q = \lambda 2\pi y l \frac{dT}{dy}.$$



Тоді $\frac{dT}{dy} = \frac{Q}{2\lambda\pi y l}$, $\frac{d^2T}{dy^2} = -\frac{Q}{2\pi\lambda l} \frac{1}{y^2} = -\frac{1}{y} \frac{dT}{dy}$.

Використавши (4.2), одержимо систему рівнянь:

$$a_0 = \theta_m; \quad a_1 = 0; \quad a_0 + a_1 R + a_2 R^2 + a_3 R^3 = 0;$$

$$2a_2 + 6a_3 R = -\frac{1}{R} (a_1 + 2a_2 R + 3a_3 R^2).$$

Після розв'язування цієї системи, знайдемо безрозмірний профіль температурного напору:

$$\frac{\theta}{\theta_m} = 1 - \frac{9}{5} \left(\frac{y}{R}\right)^2 + \frac{4}{5} \left(\frac{y}{R}\right)^3. \quad (4.11)$$

Тепловий потік на одиницю поверхні стінки труби:

$$q = -\lambda \left(\frac{d\theta}{dy}\right)_w = \frac{6}{5} \lambda \frac{\theta_m}{R}. \quad (4.12)$$

Кількість тепла, що підводиться до рідини через поверхню труби,

$$Q = 2\pi R l q = \frac{12}{5} \pi \lambda l \theta_m.$$

Для переходу до безрозмірних величин знайдемо коефіцієнт теплообміну α , обчислений через різницю між середньою температурою рідини і температурою стінки.

Тоді величина теплового потоку буде:

$$q = \alpha (\bar{T} - T_w) = \alpha \bar{\theta}. \quad (4.13)$$

Витікання речовини через отвори в стінці труби впливає на середній температурний напір $\bar{\theta}$, а отже, впливає на тепловий потік q .

Середнє значення температури знайдемо за формулою:



$$\bar{T} = \frac{\int_0^R uT r dr}{\int_0^R u r dr}. \quad (4.14)$$

Використавши профіль швидкостей (4.3) і температур (4.11), одержимо:

$$\begin{aligned} \bar{\theta} &= \bar{T} - T_w = 0,583\theta_m, \\ q &= \alpha\bar{\theta} = 0,583\alpha\theta_m, \end{aligned}$$

із (4.12), (4.13) $\alpha = 4,12 \frac{\lambda}{d}$.

Закон переносу тепла для стабілізованого ламінарного руху рідини у трубі:

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} = 4,12. \quad (4.15)$$

В одержаних результатах (4.11)-(4.15) швидкість витікання рідини в явному вигляді не присутня. Очевидно подача рідини впливає на розв'язок задачі через температуру T_w на стінці у неявному вигляді.

Поперечна складова швидкості на поверхні труби впливає на розподіл швидкостей (4.3), середню швидкість (4.5), максимальну швидкість (4.6), перепад тиску (4.7), закон опору ламінарного руху рідини (4.8).

У виразі для середнього значення температури (4.14) множники, які залежать від V_w , скорочуються, тому у наступних результатах швидкість витікання відсутня у явному вигляді.

Нехай між двома співвісними циліндрами, вісь яких співпадає з віссю OZ (рис. 4.5), рухається рідина. Координатна вісь OR перпендикулярна до OZ .

Радіус зовнішнього циліндра R . Через отвори на поверхні внутрішнього циліндра радіуса R_1 у потік витікає рідина із швидкістю V_w .

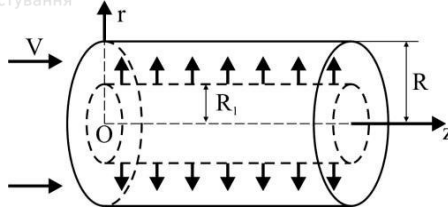


Рис. 4.5. Течія між співвісними циліндрами

Для знаходження гідравлічних параметрів ламінарного усталеного потоку використано рівняння Нав'є-Стокса та рівняння нерозривності у циліндричних координатах, знехтувавши масовими силами, при рівномірному витіканні рідини через отвори на поверхні внутрішнього циліндра у вигляді:

$$\rho v_r \frac{dv_z}{dr} = \mu \left(\frac{d^2 v_z}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dv_z}{dr} \right) - \frac{dP}{dz}, \quad (4.16)$$

$$\frac{dv_r}{dr} + \frac{v_r}{r} = 0, \quad (4.17)$$

із граничними умовами

$$v_r = v_w, \quad v_z = 0 \quad \text{при} \quad r = R_1; \quad (4.18)$$

$$v_z = 0 \quad \text{при} \quad r = R.$$

При цьому прийнято припущення, що потік має осьову симетрію, а отже, $\frac{\partial v_z}{\partial \phi} = 0$, $v_r(r)$, $v_z(r)$ [278, 279].

Із рівняння (4.17) з використанням (4.18) маємо $v_r = v_w \frac{R_1}{r}$.

Тоді рівняння (4.16) дає



$$v_z = \frac{1}{2\mu} \frac{dP}{dz} \frac{1}{2 - \text{Re}_w} \left[r^2 - R_1^2 - (R^2 - R_1^2) \frac{1 - \left(\frac{r}{R_1}\right)^{\text{Re}_w}}{1 - c^{\text{Re}_w}} \right]; \quad (4.19)$$

$$\text{Re}_w = \frac{v_w R_1}{\nu_0}; \quad c = \frac{R}{R_1}.$$

Коли $\text{Re}_w \rightarrow 0$, розподіл швидкостей (4.19) повинен переходити у розподіл швидкостей при відсутності поперечної складової швидкості на поверхні внутрішнього циліндра ($v_w = 0$), а тому заміно, згідно

правилу Лапіталя, $\frac{1 - \left(\frac{r}{R_1}\right)^{\text{Re}_w}}{1 - c^{\text{Re}_w}}$ на $\frac{\ln \frac{r}{R_1}}{\ln c}$, що не суперечить умовам при $r = R$, $r = R_1$, тоді

$$v_z = \frac{\Delta P}{2\mu l (2 - \text{Re}_w)} \left(R_1^2 - r^2 + \frac{R^2 - R_1^2}{\ln c} \ln \frac{r}{R_1} \right). \quad (4.20)$$

Тут ΔP - перепад тиску між циліндрами, l - довжина циліндрів,
 $\frac{dP}{dz} = -\frac{\Delta P}{l}$.

Найбільше значення швидкості одержимо із (4.20) при $R_1 < r < R$ у вигляді

$$(v_z)_{\max} = \frac{\Delta P}{2\mu l (2 - \text{Re}_w)} \left(R_1^2 - \frac{a}{2} + a \ln \sqrt{\frac{a}{2R_1^2}} \right)$$



$$\text{при } r = \sqrt{\frac{a}{2}}, \quad a = \frac{R^2 - R_1^2}{\ln c}.$$

Знайдемо секундну об'ємну витрату нестисливої рідини при усталеному ламінарному потоці між циліндрами

$$Q = 2\pi \int_{R_1}^R v_z r dr = \frac{\pi \Delta P}{4\mu l (2 - \text{Re}_w)} \left[R^4 - R_1^4 - \frac{(R^2 - R_1^2)^2}{\ln c} \right]$$

Маючи об'ємну секундну витрату, знайдемо середню швидкість

$$(v_z)_{\text{сеп}} = \frac{Q}{\pi(R^2 - R_1^2)} = \frac{\Delta P}{4\mu l (2 - \text{Re}_w)} (R^2 + R_1^2 - a). \quad (4.21)$$

Із (4.21) одержимо наближену формулу для втрати тиску

$$\Delta P = \frac{4\mu l (2 - \text{Re}_w) (v_z)_{\text{сеп}}}{R^2 + R_1^2 - a}. \quad (4.22)$$

У технічних розрахунках використовується перепад тиску у вигляді

$$\Delta P = \lambda \frac{l}{d} \frac{\rho (v_z)_{\text{сеп}}^2}{2}, \quad d = 2(R - R_1). \quad (4.23)$$

Із формул (4.22) і (4.23) знаходимо величину коефіцієнта опору

$$\lambda = \frac{32(2 - \text{Re}_w)(c-1)^2}{\text{Re} \left(c^2 + 1 - \frac{c^2 - 1}{\ln c} \right)}, \quad \text{Re} = \frac{(v_z)_{\text{сеп}} d}{\nu_0}. \quad (4.24)$$

Коли $R_1 \rightarrow 0$ (ламінарний потік у трубі, $\text{Re}_w = 0$), $a \rightarrow 0$, одержимо коефіцієнт опору у трубі радіуса R

$$\lambda = \frac{64}{\text{Re}}.$$



Для дуже вузьких кільцевих щілин, тобто $R_1 \rightarrow R$, $a \rightarrow 2R^2$, а отже $R^2 + R_1^2 - a \rightarrow (R - R_1)^2$.

Тоді $\lambda \rightarrow \frac{64}{Re} \left(1 - \frac{1}{2} Re_w \right)$, що підтверджує (4.8).

Вираз (4.24) є законом опору для ламінарного потоку рідини між співвісними циліндрами, коли через отвори на поверхні внутрішнього циліндра подається речовина.

Лінія λ_0 (рис. 4.6) відповідає закону опору $\lambda_0 = \frac{64}{Re}$ і найкращим чином відповідає результатам вимірювань (для ламінарної течії) Г. Хагена [280]. Для λ_1 взято $Re_w = 1$, $c = 2$; λ_{-1} відповідає $Re_w = -1$, $c = 2$.

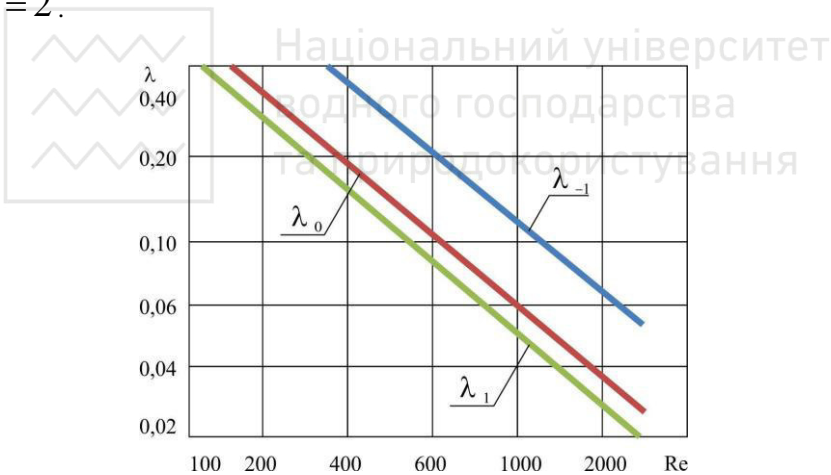


Рис. 4.6. Залежність коефіцієнта опору λ від числа Рейнольдса при ламінарній течії між співвісними циліндрами

Аналіз залежностей показує, що відведення речовини (лінія λ_{-1}) приводить до збільшення λ ; при витіканні речовини (лінія λ_1) коефіцієнт опору зменшується.

Дотична напруга тертя на поверхні внутрішнього (пористого) циліндра дорівнює



$$\tau_w = \mu \left. \frac{dv_z}{dr} \right|_{r=R_1} = \frac{R_1 \Delta P}{2l(2 - \text{Re}_w)} \left(\frac{c^2 - 1}{\ln c} - 2 \right). \quad (4.25)$$

Дослідимо вплив теплообміну на параметри потоку між співвісними циліндрами при усталеному ламінарному потоці рідини, коли через отвори на поверхні внутрішнього циліндра подається речовина. Введемо позначення: T_w – температура поверхні внутрішнього циліндра радіуса R_1 ; T_R – температура поверхні зовнішнього циліндра радіуса R ; $T_R - T_w = \theta_R$ – температурний напір між циліндрами; $T - T_w = \theta$ – температурний напір між точкою рідини і стінкою внутрішнього циліндра.

При усталеному русі рідини температура у довільній точці буде залежати від віддалі точки від внутрішнього циліндра, тобто $y = r - R_1$.

Будемо шукати температурний напір θ у вигляді

$$\theta = a_0 + a_1 \left(r - \sqrt{\frac{a}{2}} \right) + a_2 \left(r - \sqrt{\frac{a}{2}} \right)^2, \quad (4.26)$$

де r – віддаль від осі циліндрів. Коефіцієнти a_0, a_1, a_2 знайдемо за допомогою граничних умов:

$$\theta = 0 \text{ при } r = R_1;$$

$$\theta = \theta_m, \quad \frac{d\theta}{dr} = 0 \text{ при } r = \sqrt{\frac{a}{2}}, \quad (4.27)$$

$\theta_m = T_m - T_w$ – температурний напір між циліндричною поверхнею $r = \sqrt{a/2}$ і стінкою внутрішнього циліндра; $r = \sqrt{a/2}$ – поверхня, на якій швидкість максимальна, $(v_z)_{\max}$.

Використавши (4.27), одержимо систему рівнянь:



$$\left\{ \begin{array}{l} 0 = a_0 + a_1 \left(R_1 - \sqrt{a/2} \right) + a_2 \left(R_1 - \sqrt{a/2} \right)^2, \\ \theta_m = a_0, \\ 0 = a_1. \end{array} \right.$$

Розв'язком системи є безрозмірний профіль температурного напору

$$\frac{\theta}{\theta_m} = 1 - \left(\frac{r - a/2}{R_1 - \sqrt{a/2}} \right)^2. \quad (4.28)$$

Тепловий потік на одиницю поверхні внутрішнього пористого циліндра виражається формулою

$$q = -\lambda' \left(\frac{d\theta}{dr} \right)_w = 2\lambda' \frac{\theta_m}{R_1 - \sqrt{a/2}}, \quad (4.29)$$

де λ' - коефіцієнт теплопровідності.

Кількість тепла, що підводиться до рідини через поверхню внутрішнього циліндра,

$$Q = 2\pi R_1 l q = 4\pi\lambda' R_1 l \frac{\theta_m}{R_1 - \sqrt{a/2}}.$$

Запропонована модель дає можливість розрахувати конструктивні елементи біореакторів: розміри біореактора, діаметр і довжину перфорованого трубопроводу, розміри перфорації тощо.

4.2. Основні положення і обґрунтування методу фільтрування рідин із закупоркою пор фільтруючого завантаження та з утворенням осаду

Фільтрування визначають як процес відокремлення неоднорідних систем (суспензій, зкоагульованих домішок) за допомогою фільтрувального завантаження, що пропускає рідину і затримує тверду фазу (на зовнішній поверхні або у порах фільтрувального завантаження) [281-286].



При фільтруванні рідин тверді частинки суспензій можуть не тільки затримуватись на поверхні фільтрувального завантаження, а й проникати у його пори. Проникнення твердих частинок у пори завантаження не бажане, тому що це викликає різке збільшення його опору, зниження якого проводять промивкою завантаження. Це призводить до того, що фільтрування із закупоркою пор фільтрувального завантаження намагаються замінити фільтруванням із утворенням осаду.

При розділенні в'язких суспензій, що містять невеликі кількості дрібнодисперсних частинок твердої фази, відбувається проникнення твердих частинок у пористий фільтруючий шар і відкладання їх на стінках пор.

Відомий профіль зміни затримки $\frac{\sigma_i}{\sigma_{\max}} = 1 - \exp\left(-\frac{\tau}{\tau_c}\right)$, де σ_i

- затримка на вході у шар, τ_c - константа часу для фільтрувального завантаження, яка не враховує проходження через максимум раніше, ніж почнеться різке її зменшення. Для усунення цього недоліку знайдемо залежність затримки (нагромадження) твердої фази у порах фільтрувального завантаження із зміною часу, використавши для швидкості затримки вираз

$$\frac{d\sigma}{d\tau} = a_0 + a_1\tau + a_2\tau^2. \quad (4.30)$$

Тут σ - затримка твердої фази (доля об'єму шару, що займають частинки, які осіли); τ - час.

Знайшовши коефіцієнти a_0, a_1, a_2 за допомогою початкових умов:

$$\frac{d\sigma}{d\tau} = 0 \text{ при } \tau = 0;$$

$$\frac{d\sigma}{d\tau} = A, \sigma = \sigma_A, \frac{d^2\sigma}{d\tau^2} = 0 \text{ при } \tau = \tau_A, \quad (4.31)$$

перетворимо вираз (4.30) до вигляду

$$\frac{d\sigma}{d\tau} = A(2\eta - \eta^2), \quad (4.32)$$



де τ_A – час найбільшої швидкості затримки; $\eta = \frac{\tau}{\tau_A}$.

В результаті інтегрування рівняння (4.32) одержимо

$$\sigma = A \left(\frac{\tau^2}{\tau_A} - \frac{\tau^3}{3\tau_A^2} \right). \quad (4.33)$$

Із врахуванням (4.31), вираз (4.33) набуде вигляду

$$\sigma = \frac{3}{2} \sigma_A \left(\eta^2 - \frac{1}{3} \eta^3 \right). \quad (4.34)$$

Дослідження (4.34) на екстремум дає при $\eta = 2$ $\sigma_{\max} = 2\sigma_A$, а отже

$$\sigma = \frac{3}{4} \sigma_{\max} \left(\eta^2 - \frac{1}{3} \eta^3 \right). \quad (4.35)$$

У пористому фільтруючому шарі тверді частинки, що виділились із суспензії, блокують входи у пори фільтруючого шару, збільшуючи можливість захоплення наступної порції твердих частинок, що попадають у ту ж точку. Це враховано у виразі (4.35); затримка σ проходить через максимум перед тим, як почнеться її зменшення.

Розглянемо інший випадок – потік рідини через шар зернистого матеріалу у вигляді непористих куль. Знайдемо умови, при яких буде найбільше відносне значення об'єму осаду $\frac{V_{oc}}{\pi R^3}$ при обтіканні одиначної кулі (рис. 4.7).

Позначимо: $SA = h_{oc}$; $AB = h$; ε – пористість шару; μ – в'язкість фільтрату; χ – масова доля твердої фази у вихідній суспензії; K'_k – стала Козені; ρ – густина фільтрату; ρ_{me} – густина твердої фази; ΔP – перепад тиску при фільтруванні; τ – час фільтрування.

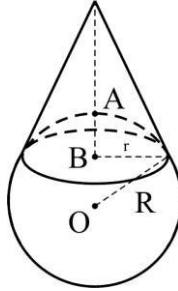


Рис. 4.7. Схема обтікання одиної кулі

Згідно з [283], використаємо вираз для висоти осаду

$$h_{oc} = \frac{xV\rho}{F \left[(1-x)(1-\varepsilon)\rho_{m\phi} - x\varepsilon\rho \right]} \quad (4.36)$$

і рівняння кінетики фільтрування

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{F^2 \Delta P \varepsilon^3 \left[(1-x)(1-\varepsilon)\rho_{m\phi} - x\varepsilon\rho \right]}{\mu V K'_k (1-\varepsilon)^2 S_{num}^2 \rho x}. \quad (4.37)$$

Тут V – об'єм фільтрату; F – площа фільтрації; S_{num} – повна поверхня частинок, віднесена до одиниці об'єму шару (або відношення поверхні частинки до її об'єму). Цей фактор відзначається невизначеністю. Так, куб з ребром a і сфера з діаметром a мають однакову величину

$$S_{num} = \frac{6}{a}, \text{ хоча при щільній упаковці пористість осаду із кубічних}$$

частинок дорівнює нулю, і така упаковка не має вільної поверхні.

В результаті інтегрування (4.37) при сталому тиску одержимо

$$V^2 = \frac{2\tau \Delta P F^2 \varepsilon^3 \left[(1-x)(1-\varepsilon)\rho_{m\phi} - x\varepsilon\rho \right]}{K'_k (1-\varepsilon)^2 S_{num}^2 \mu \rho x}. \quad (4.38)$$



Прийmemo, що $S_{num} = \frac{F_q}{V_q} = \frac{6}{d_q} = \beta \frac{3}{R}$ (в загальному випадку

S_{num} залежить від пористості шару і питомого опору осаду), тоді із (4.36) з використанням (3.30) матимемо

$$h_{oc} = R\alpha, \quad (4.39)$$

де

$$\alpha = \frac{1}{3\beta} \sqrt{\frac{2\Delta P \tau \varepsilon^3 \rho x}{K'_k (1-\varepsilon)^2 \mu [(1-x)(1-\varepsilon)\rho_{ms} - x\varepsilon\rho]}}$$

β – коефіцієнт пропорційності; $\varepsilon = const$ (в реальних умовах пористість осаду залежить від швидкості осідання частинок і від стану поверхні, на якій відбувається утворення шару осаду). Нестисливі осади характеризуються прийнятим допущенням – пористість їх, а отже й опір потоку рідини в процесі фільтрування залишаються сталими. Практично нестисливих осадів не існує, однак в деякому наближенні до цієї групи звичайно відносять осади речовин мінерального походження (пісок, крейда та ін.), опір шару яких рухомому потоку значно залежить від різниці тиску або швидкості осідання.

Використавши рівність

$$V_{oc} = \frac{\pi r^2}{3} (h_{oc} + h) - \frac{2\pi}{3} \left[R^3 - (R^2 - r^2)^{\frac{3}{2}} \right] + \pi r^2 \sqrt{R^2 - r^2}$$

і вираз (4.39), одержимо

$$\frac{V_{oc}}{\pi R^3} = \frac{\eta^2}{3} \left(\alpha + 1 - \sqrt{1 - \eta^2} \right) - \frac{1}{3} \left[2 - \sqrt{1 - \eta^2} (2 + \eta^2) \right] \text{ тут}$$

$$\eta = \frac{r}{R}.$$



Оскільки похідна $\frac{\partial}{\partial \eta} \left(\frac{V_{oc}}{\pi R^3} \right) = \frac{2}{3} \eta \left(\alpha + 1 - \frac{1}{\sqrt{1-\eta^2}} \right)$ дорівнює

нулю у точках $\eta_1 = 0$, $\eta_2 = \frac{\sqrt{\alpha(\alpha+2)}}{\alpha+1}$, $\eta_3 = \frac{-\sqrt{\alpha(\alpha+2)}}{\alpha+1}$, і

повинна виконуватись умова $0 < \eta < 1$, то нестрогий екстремум

величини $\frac{V_{oc}}{\pi R^3}$ може бути при $\eta_2 = \frac{\sqrt{\alpha(\alpha+2)}}{\alpha+1}$.

Дійсно, $\frac{\partial}{\partial \eta} \left(\frac{V_{oc}}{\pi R^3} \right) > 0$, коли $\eta < \eta_2$ і $\frac{\partial}{\partial \eta} \left(\frac{V_{oc}}{\pi R^3} \right) < 0$, коли

$\eta > \eta_2$, а отже при $\eta = \eta_2$ маємо найбільше значення величини, яке

дорівнює $\frac{V_{oc}}{\pi R^3} = \frac{\alpha^2}{3(\alpha+1)}$.

Аналогічно проводиться розрахунок оптимального відносного значення об'єму осаду у випадку фільтрування із сталою швидкістю

$$\frac{dV}{d\tau} = const.$$

Для такої задачі $h_{oc} = R\alpha_1$,

$$\text{де } \alpha_1 = \frac{1}{3\beta} \sqrt{\frac{\Delta P \tau \varepsilon^3 \rho x}{K'_k (1-\varepsilon)^2 \mu [(1-x)(1-\varepsilon)\rho_{тв} - x\varepsilon\rho]}}.$$

Після доведення існування оптимального осаду на одиничній кулі великий практичний інтерес викликає проблема, яка полягає в тому, щоб дослідити, при яких радіусах куль матимемо оптимальне значення осаду на всій упаковці з урахуванням властивостей рідини, що фільтрується, та умов фільтрування.

Розглянемо властивості деяких упаковок. Особливі упаковки у квадраті із сторонами a (рис. 4.8) – це проекції куба із стороною a і вписаними кулями (один шар куль) на площину, паралельну грані.

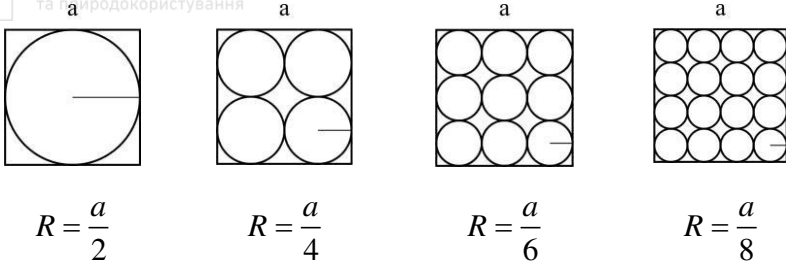


Рис. 4.8. Особливі упаковки куль

Такі упаковки характерні тим, що площа отворів, через які протікає рідина, стала, не залежить від радіуса куль.

$$S_1 = a^2 - \pi \frac{a^2}{4}, \quad S_2 = a^2 - 4\pi \frac{a^2}{16}, \quad S_3 = a^2 - 9\pi \frac{a^2}{36},$$

$$S_4 = a^2 - 16\pi \frac{a^2}{64}.$$

Очевидно

$$S_n = a^2 - n^2\pi \frac{a^2}{(2n)^2} = a^2 - \pi \frac{a^2}{4} = const. \quad (4.40)$$

У стійких упаковках помістимо кулі у рівносторонній трикутник із стороною a (рис. 4.9).

Знайдемо площу отворів, через які протікає рідина:

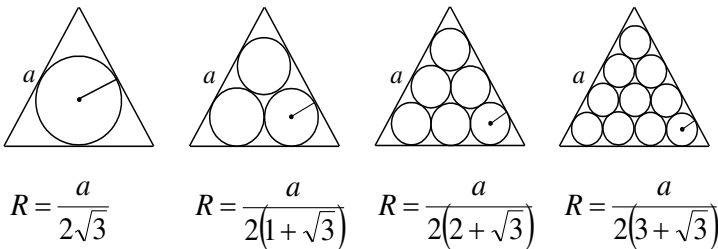


Рис. 4.9. Стійкі упаковки куль



$$S_1 = a^2 \frac{\sqrt{3}}{4} - \pi \frac{a^2}{12} = \frac{a^2}{4} \left(\sqrt{3} - \frac{\pi}{3} \right),$$

$$S_2 = a^2 \frac{\sqrt{3}}{4} - 3\pi \frac{a^2}{4(1+\sqrt{3})^2} = \frac{a^2}{4} \left(\sqrt{3} - \frac{3\pi}{(1+\sqrt{3})^2} \right),$$

$$S_3 = \frac{a^2}{4} \left(\sqrt{3} - \frac{6\pi}{(2+\sqrt{3})^2} \right), \quad S_4 = \frac{a^2}{4} \left(\sqrt{3} - \frac{10\pi}{(3+\sqrt{3})^2} \right).$$

Для довільного числа n куль, які дотикаються до однієї сторони трикутника, площа отворів, через які протікає рідина, дорівнює:

$$S_n = \frac{a^2}{4} \left(\sqrt{3} - \frac{n(n+1)\pi}{2(n-1+\sqrt{3})^2} \right). \quad (4.41)$$

Аналіз виразу (4.41) показує, що із зростанням n зменшується S_n ($S_0 > S_1 > S_2 > S_3 > S_4 > \dots$).

Знайдемо суму площ поверхонь куль, на які осідає осад (суму площ верхніх півкуль).

Для нестійких упаковок, які зображені на рис. 4.9, площа квадрата $S_0 = a^2$; суми площ верхніх півкуль, на які осідає осад, рівні:

$$\sigma_1 = \frac{1}{2} \cdot 4\pi \left(\frac{a}{2} \right)^2 = \frac{1}{2} \pi a^2, \quad \sigma_2 = \frac{1}{2} \cdot 4 \cdot 4\pi \left(\frac{a}{4} \right)^2 = \frac{1}{2} \pi a^2,$$

$$\sigma_3 = \frac{1}{2} \cdot 9 \cdot 4\pi \left(\frac{a}{6} \right)^2 = \frac{1}{2} \pi a^2,$$



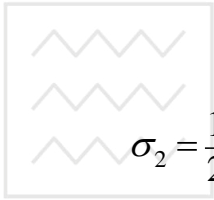
$$\sigma_4 = \frac{1}{2} \cdot 16 \cdot 4\pi \left(\frac{a}{8}\right)^2 = \frac{1}{2} \pi a^2.$$

Для довільного числа n куль, які дотикаються до однієї сторони квадрата, сума площ півповерхонь, на які осідає осад, не змінюється

$$\sigma_n = \frac{1}{2} \cdot n^2 \cdot 4\pi \left(\frac{a}{2n}\right)^2 = \frac{1}{2} \pi a^2.$$

Розглянемо стійкі упаковки (див. рис. 4.9).

Площа рівностороннього трикутника $S_0 = a^2 \frac{\sqrt{3}}{4}$; суми площ півкуль, на які осідає осад, рівні:


$$\sigma_1 = \frac{1}{2} \cdot 4\pi \left(\frac{a}{2\sqrt{3}}\right)^2 = \frac{1}{6} \pi a^2;$$
$$\sigma_2 = \frac{1}{2} \cdot 3 \cdot 4\pi \left[\frac{a}{2(1+\sqrt{3})}\right]^2 = \frac{3\pi a^2}{4(2+\sqrt{3})};$$
$$\sigma_3 = \frac{1}{2} \cdot 6 \cdot 4\pi \left[\frac{a}{2(2+\sqrt{3})}\right]^2 = \frac{3\pi a^2}{7+4\sqrt{3}};$$
$$\sigma_4 = \frac{1}{2} \cdot 10 \cdot 4\pi \left[\frac{a}{2(3+\sqrt{3})}\right]^2 = \frac{5\pi a^2}{6(2+\sqrt{3})};$$

а для довільного числа n куль, які дотикаються до однієї сторони трикутника, сума площ верхніх півкуль

$$\sigma_n = \frac{1}{2} \cdot \frac{n(n+1)}{2} \cdot 4\pi \left[\frac{a}{2(n-1+\sqrt{3})}\right]^2.$$



$$\text{Знайдемо } \lim \sigma_n = \lim \frac{\pi a^2 n(n+1)}{4(n-1+\sqrt{3})^2} = \frac{\pi a^2}{4}.$$

Отже, при зростанні числа n куль, які дотикаються до однієї сторони трикутника, сума площ верхніх півкуль зростає ($S_0 < \sigma_1 < \sigma_2 < \sigma_3 < \sigma_4 < \dots$).

Одержані результати дають можливість стверджувати, що існує оптимальний режим фільтрування, а оптимальний об'єм осаду залежить від параметрів

$$V_{oc} = f(S_n, \sigma_n, \alpha_1, \alpha_2),$$

де α_1 – властивість (склад) рідини, що фільтрується; α_2 – умови фільтрування.

Тому існує кількість куль n , що дотикаються до однієї сторони трикутника, при якій буде оптимальним режим фільтрування, а за відомою кількістю куль розраховується і їх радіус.

4.3. Математична модель взаємовідносин між організмами біореакторів

У біореакторах при очищенні висококонцентрованих за органічною речовиною стічних вод будуть протікати процеси адгезії нерозчинених речовин на поверхні волокон носіїв, біосорбції розчинених органічних сполук іммобілізованими мікроорганізмами, окиснення та трансформації забруднюючих речовин, мінералізації органічних сполук гідробіонтами та ін. [7-9, 13, 15, 26, 29, 143]. Оскільки більшість процесів детально описано в роботах Яковлева, Скірдова, Клименко, Гвоздяка, Строганова, Таварткіладзе, Мішукова, Феофанова, Реймса, Айвса та багатьох інших науковців, у цьому розділі основну увагу буде приділено процесам біотрансформації забруднюючих речовин висококонцентрованих стічних вод біоценозом біореакторів. Через особливості складу біоценозу велике значення мають взаємовідносини між окремими групами гідробіонтів біореактора (симбіоз, метабіоз, антагонізм та ін.), адже саме від організмів – очисних агентів залежить якість очищених стічних вод та об'єми утворених в результаті очищення відходів.

Основну масу розчинених у воді органічних речовин вилучають бактерії, які іммобілізуються на поверхні волокнистих носіїв, на пластівцях вільноплаваючого мулу, і трансформують їх в процесах метаболізму.



Роль найпростіших у процесах очищення стічних вод різнопланова. Інфузорії метаболізують нерозчинені та розчинені органічні сполуки [288]. Хижі види інфузорій та джгутикових поїдають дрібнішу за себе мікрофлору та мікрофауну, чим здійснюють регуляцію приросту мікроорганізмів. Наявність волокнистих носіїв, затоплених у воду, дозволяє утримувати в споруді більші кількості біомаси найпростіших, ніж у класичних спорудах (біофільтрах, аеротенках), крім того, культивувати вищих гідробіонтів: коловерток, олігохет та ін. Це, у свою чергу, дає можливість значно зменшувати приріст бактеріальної складової.

Характер харчування коловерток та олігохет (поліфаги, бактеріофаги, деструктори та хижаки) показує, що при наявності цих організмів у великих кількостях вони здатні ефективно контролювати приріст мікробіальної складової, а також вилучати і мінералізувати вискокодисперсні та колоїдні речовини. Оскільки коловертки чутливі до дефіциту в воді кисню, вони розвиваються переважно у аеробних біореакторах останніх ступенів очищення стічних вод, сприяючи зменшенню виносу мулу із споруд.

У аеробних біофільтрах при малих величинах навантаження за органічною речовиною в діапазоні 10-15 мг/(г·год) можливий розвиток нижчих ракоподібних (циклопів та дафній), які є хорошими седиментаторами, завдяки чому в аеробних біореакторах здійснюється додаткове очищення стічних вод від бактеріального забруднення, колоїдних та вискокодисперсних частинок. Постійно перемішуючи воду, нижчі ракоподібні запобігають явищу стратифікації та сприяють додатковій реаерації води. Окрім нижчих ракоподібних можливий розвиток і інших гідробіонтів: турбеларій, слимаків, п'явок. Але, зважаючи на те, що ці організми мають незначні швидкості метаболізму (у 5-30 разів нижчі, ніж у бактерій), а їх масова частка у біоценозі біореакторів буде мізерною, великої ролі у процесах очищення стічних вод від органічних речовин вони не відіграватимуть. Їх роль полягає у зменшенні приросту іммобілізованих мікроорганізмів, виїданні детриту.

Основна роль у мінералізації затриманих на волокнистих носіях завислих, колоїдно-розчинених органічних речовин та у регуляції приросту біомаси ценозу біореакторів належить гідробіонтам вищих трофічних ланок: коловерткам, олігохетам. Черви є детритофагами, що без розбору заковтують частки мулу та мінералізують їх у процесі травлення. Втрати на обмінні процеси у олігохет, порівняно із бактеріями та найпростішими, досить великі (приріст біомаси олігохет становить 7-16% від маси засвоєної органіки). Наприклад, трубочники заковтують значні частки мулу, що часто перевищують масу самого черв'яка. Завдяки цьому вони здатні не тільки мінералізувати органічні сполуки, а й ефективно



контролювати приріст мікробіальної складової. Необхідно відмітити, що для більшості олігохет характерним є явище капрофагії (повторного поїдання власних та чужих фекалій), що дає можливість досягти високого ступеня мінералізації осадів.

Кількість осадів, що утворюється при очищенні стічних вод, зменшується як за рахунок виїдання коловертками і черв'яками біомаси мікроорганізмів (бактерій, джугтикових, інфузорій та ін.), так і завдяки меншому, ніж, наприклад, у бактерій відношенню приросту їх біомаси до маси засвоєної органіки.

Про кінцеву продукцію біоценозу біореактора можна судити із схеми перетворення органічних сполук ценозом іммобілізованих на волокнистому носії гідробіонтів споруди (рис. 4.10). При розробці схеми на основі аналізу літературних джерел [288, 301] було прийнято, що основна маса забруднюючих речовин органічного характеру, що знаходяться у розчиненій формі, метаболізується бактеріями.

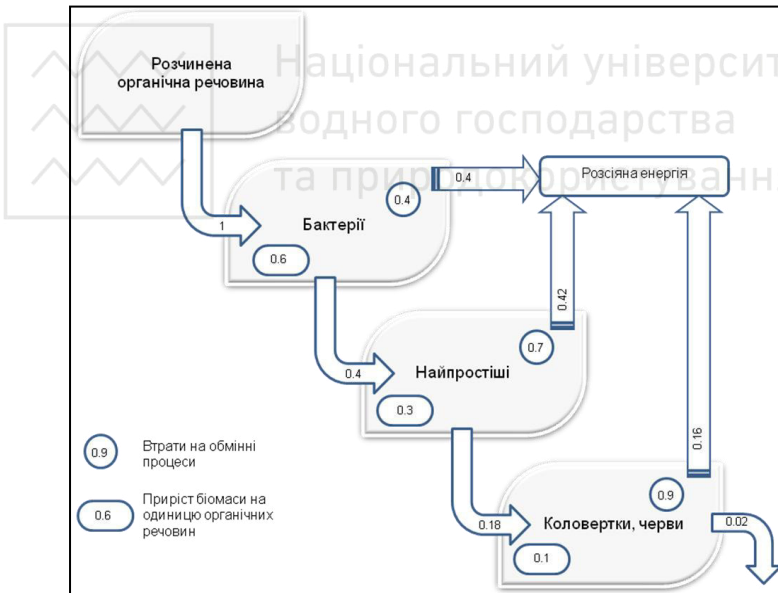


Рис 4.10. Перетворення розчинених органічних речовин біоценозом іммобілізованих мікроорганізмів біореактора (величина показників вказана в частках одиниці)

Коефіцієнти приросту біомаси та енергетичних втрат на обмінні процеси організмів прийнято за даними [129, 288]. Як видно із схеми, при ідеальному виїданні в трофічних ланцюгах біоценозу біореактора



кінцевою продукцією буде біомаса коловерток, олігохет, приріст яких складатиме 2% відповідно до кількості розчиненої органіки, що міститься у стічній воді. Основна кількість біохімічної енергії органічних речовин розсіюється при переході з одного трофічного рівня на наступний, що підтверджується багатьма літературними джерелами [4, 133, 138-140]. Оскільки дослідити співвідношення бактерій, найпростіших в раціоні коловерток та черв'яків практично неможливо, нами для спрощення даної схеми було прийнято, що трансформація органічних речовин відбувається послідовно на трьох трофічних рівнях (бактерії – найпростіші – коловертки, черв'яки).

Математичне описання процесів адгезії нерозчинених речовин на поверхні фільтруючого завантаження та біоплівки і сорбції розчинених органічних забруднень на поверхні біоплівки приведено в [29].

Для описання взаємовідносин між основними трофічними групами ценозу біореактора було використано модель Лотки-Вольтерра, яку розроблено у 20-х роках минулого століття, – модель як міжвидової конкуренції, так і хижака та жертви [287]. Модель включає два компоненти: C – чисельність популяції консумента (хижака) і N – чисельність або біомаса популяції жертви чи рослин.

Як відомо, за відсутності хижаків та дефіциту субстрату популяція жертви буде зростати за експоненційною кривою:

$$\frac{dN}{dt} = rN, \quad (4.42)$$

де r – коефіцієнт приросту.

Хижакі будуть знищувати жертв зі швидкістю, яка визначається частотою зустрічей особин хижака і жертви, а частота зустрічей зростатиме в міру збільшення чисельності хижака (C) і жертви (N). Окрім того, кількість з'їдених жертв буде залежати від ефективності, з якою хижак знаходить і ловить жертву – “ефективності пошуку” a' . Отже, швидкість поїдання жертви буде $a'CN$ або

$$\frac{dN}{dt} = rN - a'CN. \quad (4.43)$$

У випадку експоненційного зменшення чисельності популяції хижака внаслідок голодування

$$\frac{dC}{dt} = -qC, \quad (4.44)$$



де q – смертність, виражена в долях одиниці.

Народжуваність хижака біде дорівнювати $fCNa'$, де f – ефективність, з якою їжа переходить у потомство (приріст) хижака, виражена в долях одиниці. Тоді популяція хижака змінюється за рівнянням

$$\frac{dC}{dt} = fa'CN - qC. \quad (4.45)$$

Рівняння (4.43) та (4.45) становлять модель Лотки-Вольтерра. Ці рівняння надзвичайно прості для виявлення реальної взаємодії хижак-жертва, оскільки в основному спрямовані на виявлення циклічних коливань чисельності обох популяцій і не беруть до уваги можливе існування стабільної популяції.

Для адаптації даної моделі до аеробного біореактора біоценоз споруди можна умовно розділити на дві основні групи – умовні хижаки (інфузорії, коловертки) та жертви (бактерії, амеби, джгутікові). Оскільки біомаси інших гідробіонтів (водорості, гриби, черви) незначні, для спрощення математичного моделювання ними можна знехтувати. Інфузорії та коловертки можна назвати умовними хижакми, оскільки вони споживають бактерій, дрібних найпростіших і разом із ними і детрит. У такому випадку коефіцієнт a' не буде мати змісту, оскільки жертви не тікатимуть від хижака; в екосистемі біореактора він буде характеризувати концентрацію іммобілізованих та вільноплаваючих форм мікроорганізмів. Також необхідно ввести коефіцієнт, що характеризує наявність поживного для коловерток детриту - d' . Ефективність, з якою їжа переходить у потомство хижака (f), для них у даних умовах буде коливатись в межах 0,08-0,16 (середнє значення - 0,12). Адаптована до аеробного біореактора модель Лотки-Вольтерра буде мати вигляд

$$\frac{dN''}{dt} = rN'' - a'C''N'', \quad (4.46)$$

$$\frac{dC''}{dt} = 0,12d'C'' - qC'', \quad (4.47)$$

де N'' – загальна чисельність організмів нижчого трофічного рівня (бактерії, амеби, джгутікові), C'' – чисельність інфузорій і коловерток.

В результаті аналізу отриманих рівнянь видно, що швидкість поїдання бактерій, наприклад, інфузоріями, залежатиме від їх концентрації у детриті та чисельності інфузорій. Абсолютна чисельність бактерій (N'') не впливатиме на швидкість їх споживання найпростішими, оскільки останні поглинають бактерій із детритом пасивно. Не впливатиме вона і на



швидкість зростання чисельності інфузорій, що залежатиме від концентрації детриту та їх чисельності. У біореактор постійно надходять стічні води із високою концентрацією завислих речовин; при наявності мулистих частинок у надлишкових кількостях коефіцієнт d' буде рівним одиниці, і рівняння (4.47) матиме вигляд

$$\frac{dC''}{dt} = 0,12C'' - qC'' \quad (4.48)$$

Звичайно, таке рівняння описує ідеальні умови і не враховує зменшення чисельності найпростіших внаслідок поїдання їх коловертками та іншими хижачками. Не врахованим залишається також температурний фактор, адже із зниженням температури стічної води до 8-10°C швидкість обмінних реакцій у найпростіших зменшиться в два рази. Водночас при зменшенні температури води знижується і швидкість метаболізму мікробіальної складової біоценозу біореактора. За даними А. Джеймса, коефіцієнт зменшення швидкості на 10°C падіння температури складає: для коловірок – 2,5 [288]. Отже, рівняння (4.48) набуває вигляду

$$\frac{dC''}{dt} = k(0,1C'' - qC''), \quad (4.49)$$

де k – температурний коефіцієнт, що враховує уповільнення обмінних процесів найпростіших при зниженні температури, і становить при температурі: 20-25°C – $k = 1$; 15°C – $k = 0,8$; 10°C – $k = 0,4$; 5°C – $k = 0,27$.

Знищення найпростіших організмами наступних трофічних рівнів та винос їх із біореактора будуть мізерними через утворення в біореакторі біоконвеєра.

Висновки

1. Запропоновано гідродинамічну модель біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами, яка може бути представлена у вигляді співвісних циліндрів з рухом води між ними і витіканням води (або подачею повітря) через отвори у внутрішньому перфорованому циліндрі.

2. На підставі виконаного аналізу одержаних результатів при русі рідини у перфорованій трубі справджується закон Пуазейля: секундна об'ємна витрата рідини при усталеному ламінарному русі нестисливої рідини у перфорованій циліндричній трубі пропорційна перепаду тиску на одиницю довжини труби і четвертому степеню її радіуса (або діаметра).



3. Найбільше значення швидкості має місце на осі перфорованої труби. Максимальна швидкість на осі труби при ламінарному усталеному русі рідини у два рази більша середньої витратної швидкості ($u_{\max} = 2u_{\text{сер}}$).

4. При вивченні переносу кількості руху і переносу тепла закони подаються у вигляді залежностей безрозмірних величин. Для переносу тепла такою величиною є число Нусельта.

5. Розроблено математичні моделі розподілу швидкостей і температур, одержані для випадку сталих коефіцієнтів в'язкості і теплопровідності. В дійсності вони залежать від температури. Особливо ця залежність велика для рідин з великою в'язкістю.

6. Запропонована гідравлічна модель дає можливість розрахувати конструктивні елементи біореакторів: розміри біореактора, діаметр і довжину перфорованого трубопроводу, розміри перфорації тощо.

7. У нагрітій перфорованій трубі температура стінки вища, ніж на осі, і профіль швидкостей більш заповнений біля стінки. А швидкість на осі менша, ніж у ненагрітій трубі. Коли температура стінки нижча температури потоку, швидкість на осі більша, а біля стінки менша, ніж при однакових температурах стінки і потоку.

8. Поширеною проблемою на сьогодні являється очищення рідин фільтруванням, тому дуже важливими є пошуки найвигіднішого режиму фільтрування.

9. Аналіз одношарових упаковок куль показав, що для стійких упаковок існує радіус куль, при яких фільтрування буде оптимальним.

10. Розроблена математична модель дозволяє розрахувати гідравлічні параметри режиму фільтрування води в фільтрах із зернистим завантаженням.

11. Враховуючи, що основна маса органічних забруднюючих речовин метаболізується бактеріями і використовується на приріст біомаси та енергетичні втрати на обмінні процеси, доведено, що при ідеальному виданні в трофічних ланцюгах біоценозу біореактора: бактерій-найпростіші-коловертки, черв'яки; кінцевою продукцією буде біомаса коловерток, олігохет, приріст яких становитиме 2% відповідно до кількості органічних речовин, що містяться у стічній воді.



РОЗДІЛ 5. РОЗРОБКА І ДОСЛІДЖЕННЯ КОМПЛЕКСНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ ТА РАЦІОНАЛЬНИХ РЕЖИМІВ РОБОТИ ОЧИСНИХ СПОРУД ДЛЯ ПОПЕРЕДНЬОЇ ФІЗИКО-ХІМІЧНОЇ ОБРОБКИ ТА ЕФЕКТИВНОГО БІОЛОГІЧНОГО ОЧИЩЕННЯ ВИСОКОКОНЦЕНТРОВАНИХ СТІЧНИХ ВОД

На підставі численних експериментально-виробничих і виробничих досліджень, проведених сумісно з професором Мацневим А.І. на очисних спорудах підприємств легкої промисловості, а саме, шкіряної та хутряної галузей: Бердичівського шкіряного об'єднання ім. Ілліча (м. Бердичів Житомирської обл.); Васильківського шкіряного заводу (м. Васильків Київської обл.); Львівського шкіряного об'єднання «Рассвет»; Стрийського шкіряного заводу (м. Стрий Львівської обл.); Сімферопольського шкіряно-взуттєвого об'єднання (Крим); Харківського шкіряного об'єднання «Большевик»; Барського птахокмбінату, шкіряного цеху (м. Бар Вінницької обл.); Семипалатинського шкіряно-хутряного об'єднання (Казахстан, м. Семипалатинськ Східно-Казахстанської обл.); Аламединського хутряного об'єднання (Киргизстан, м. Бішкек); Ленінградського шкіряного об'єднання ім. Радищева (Росія); Рибинського шкіряного заводу (Росія, м. Рибинськ Ярославської обл.) та ін.; шерстяної галузі: Славутської суконної фабрики (м. Славута Хмельницької обл.) [305, 306] та ін.; трикотажної галузі: Алма-Атинського виробничо-трикотажного об'єднання ім. Ф. Е. Держинського (Казахстан) [307]; в 1991-1995 роках було розроблено технології фізико-хімічного очищення стічних вод підприємств методами флоатації, електрофлоатації та електрокоагуляції-флоатації. Використання технологій на виробництві показало високу ефективність видалення забруднюючих речовин, які перешкоджають наступному біологічному очищенню, і дозволило рекомендувати технології фізико-хімічного очищення в якості попереднього очищення стічних вод перед біологічним процесом. Результати виконаних робіт було узагальнено у виданій у співавторстві із А.І. Мацневим книзі [21].

На кафедрі екобіотехнології та біоенергетики НТУУ «КПІ» за участю професора Кузьмінського Є.В. та у співпраці з професором Гвоздяком П.І. для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод промислових підприємств харчової (молокозаводів та молокопереробних підприємств, солодових заводів) та легкої (хутряних фабрик, шкірзаводів, суконних фабрик та ін.) промисловостей, суміші попередньо очищених промислових і господарсько-фекальних стічних вод розроблено



багатоступеневу анаеробно-аеробну технологію з використанням іммобілізованих мікроорганізмів, яку досліджено на лабораторних, експериментально-виробничих установках і впроваджено на очисних спорудах Славутського солодового заводу; шкіряного заводу «Світ шкіри» м. Болехів Івано-Франківської області; каналізаційних очисних спорудах м. Сімферополя; селища Квасилів Здолбунівського району Рівненської області; на очисних спорудах ПРАТ АПК «Зоря» (с. Клевань, Рівненського району); на очисних спорудах лікарні відновного лікування МВС України м. Києва.

5.1. Попереднє очищення стічних вод шкіряного заводу з високими концентраціями СПАР

Синтетичні поверхнево-активні речовини (СПАР) використовують в технологічних процесах при проведенні промивок обладнання, сировини і продукції, яка виробляється. Концентрація СПАР в загальному стоку шкіряного виробництва може досягати – 250 мг/дм^3 , у відмочно-зольних процесах – 440 мг/дм^3 , в операціях зоління – до 1890 мг/дм^3 .

Присутність СПАР у стічних водах спричинює деякі шкідливі явища, пов'язані з їх властивостями:

- токсичність СПАР, особливо катіоноактивних, щодо риби та інших гідробіонтів. Ці речовини шкідливо впливають на гідробіонтів як безпосередньо так і опосередковано, погіршуючи кисневий режим водойми і руйнуючи планктон – основну кормову базу живих організмів. Це явище спостерігають і в спорудах біологічного очищення стічних вод.
- гальмування процесу зброджування осадів, які містять ПАР, що супроводжується зменшенням виділення газу в метантенках і зниженням калорійності газу;
- погіршення відстоювання, якщо в стічних водах містяться великі концентрації ПАР;
- порушення режиму роботи споруд для очищення стічних вод методами випарювання, іонного обміну, реагентними та електрохімічними методами;
- утворення піни в аераційних спорудах, каналах і водоймах.

Потрапляючи у водойми, СПАР утворюють піну, у воді з'являються присмак і запах. Піна, в якій концентрується велика кількість мікроорганізмів, у тому числі й хвороботворних, розноситься вітром і створює небезпечні санітарні умови в регіоні розташування очисних споруд.



Використання для боротьби із спінюванням таких методів як додавання хімічних антиспінювачів, механічне руйнування піни шляхом зрощування водяного дзеркала споруд водою не призводить до видалення із води СПАР, які в розчиненому вигляді потрапляють у водоїми.

За результатами проведених досліджень розроблено технологію попереднього очищення стічних вод шкіряних заводів при високому вмісті СПАР (рис. 5.1) [21]. Загальні стічні води містять СПАР в середньому 75 мг/дм^3 (табл. 5.1).

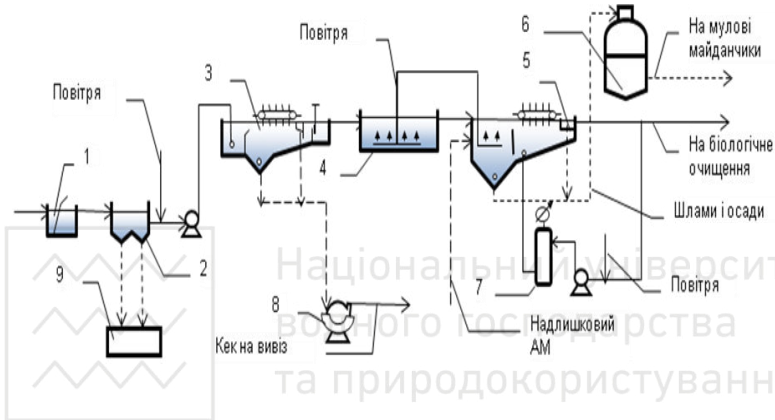


Рис. 5.1. Технологія попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод шкіряного заводу за схемою: безнапірна флотация – біокоагуляція-флотация:

- 1 – решітки; 2 – пісковловлювач; 3 – флотажний шерстезжировловлювач; 4 – усереднювач; 5 – флотажний біокоагулятор; 6 – метантенк; 7 – напірний бак; 8 – цех механічного зневоднення осадів і флотажних шламів; 9 – піскові майданчики; АМ – активний мул

На очищення спрямовують загальний потік стічних вод, який насамперед проходить через шнековий волокновловлювач (замість волокновловлювача можна установити сита або решітки), а потім - аеровані пісковловлювачі, розраховані на 3 хв. перебування води. Із пісковловлювачів стічні води за допомогою насосів перекачують у флотажний шерстезжировловлювач об'ємом на 35 хв. Концентрація шерсті зменшується від 40 до 4 мг/дм^3 , жирів – від 200 до 60 мг/дм^3 (табл. 5.2). Далі стічні води надходять на тривале усереднення з барботуванням води повітрям – 16-24 год. (з одночасним окисненням сульфідів) і



наступну біокоагуляцію-флотацію (40-45 хв.) при тиску в напірному баку 0,3-0,5 МПа, концентрації активного мулу – до 1 г/дм³, завдяки якій відбувається ефективне очищення стічних вод від завислих речовин, хрому, жирів, СПАР. Показники якості очищеної води дозволяють відводити її на біологічне очищення, а утворений флотаційний шлам – на обробку в метантенки.

Таблиця 5.1

Характеристика загальних стічних вод шкіряних заводів

Показник	Величина
Завислі речовини, г/дм ³	2,0-12,0
Твердий залишок, г/дм ³	4,0-11,5
ХСК, г/дм ³	2,5-3,2
БСК ₅ , г/дм ³	0,7-1,5
Хром, мг/дм ³	50-200
Сульфідн, мг/дм ³	50-300
Жири, мг/дм ³	200-800
СПАР, мг/дм ³	75
Феноли, мг/дм ³	0,0-40
рН	8,5-11,5
Витрата стічних вод у м ³ на 1000 дм ² виробленої продукції	2-9,5

Таблиця 5.2

Зниження концентрації забруднень за етапами флотаційного очищення стічних вод за схемою: безнапірна флотація – біокоагуляція-флотація

Показник	Концентрація забруднень, мг/дм ³			Загальний ефект очищення
	на вході	після флотаційного шерстежировловлювача	після флотаційного біокоагулятора	
Завислі речовини	3000,0	1950,0	390,0	87,0
Жири	200,0	60,0	0	100
Шерсть	40,0	4,0	0,0	100,0
Сульфідн	100,0	70,0	3,5	96,5
СПАР	150	105,0	15	90
БСК ₅	1500	1200	500	66,7
Хром	10	8	2	80,0
рН*	8,5	8,5	6,7-7,2	-

* – безрозмірний показник



Використання технології дозволяє одержати високі ефекти видалення завислих речовин – 87%, шерсті – 100%, СПАР – 90% та інших забруднень (табл. 5.2) [21]. За розробленою технологією фізико-хімічного очищення висококонцентрованих стічних вод в 1992 році автором під керівництвом професора Мацнева А.І. були розроблені рекомендації по очищенню стічних вод Васильківського шкіряного заводу і передані інституту «Укрлегпромпроект» (м. Черкаси) для розробки проекту очисних споруд.

5.2. Розробка технологічних режимів попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод шкіряних заводів, які містять високі концентрації сульфідів

На шкіряних заводах в операції зоління шкіри застосовують сульфід натрію, концентрація якого в зольних стічних водах може становити 1000-16000 мг/дм³.

Сульфіди, а особливо сірководень, який за певних умов: температури, тиску, ступеня мінералізації, *pH* стічної води, здатний виділятися з неї, є сильно токсичними сполуками. За звичайних умов сірководень (H_2S) - це безбарвний газ із характерним неприємним запахом, який дозволяє досить легко й швидко його розпізнати. Вдихання навіть невеликих кількостей сірководню погіршує стан людини та тварин і призводить до їх отруєння. Отже, сульфіди й сірководень, які потрапляють у водойму разом із стічними водами, є дуже небезпечними для гідробіонтів: концентрація сульфідів у стічних водах 10 мг/дм³, а інколи й нижча викликає загибель у водоймі риби. Через це вимоги до концентрації сульфідів у стічних водах досить жорсткі: при відведенні стічної води у міську каналізацію гранично-допустиму концентрацію сульфідів прийнято 1 мг/дм³, при відведенні у водойму – 0.

У зв'язку з великою концентрацією сульфідів в стічних водах шкіряних заводів цією схемою передбачається окреме очищення стічних вод від операції зоління (рис. 5.2) [21]. Решта стічних вод проходять попереднє грубе механічне очищення на ситах або решітках і надходять в усереднювачі з аерацією. Оптимальна тривалість усереднення повинна становити не менше 8 год., адже усереднення є основою стабільного очищення стічних вод шкіряних заводів, особливо якщо застосовується електрокоагуляція-флотація.

Очищений зольник подають перед усереднювачем у загальний потік. Усереднені стічні води надходять у безнапірні флотаційні установки для очищення від шерсті, жиру, частини завислих речовин і СПАР, потім використовують коагуляцію та напірну флотацію або електрокоагуляцію-



флотацию. Доочищення здійснюють у фільтрах із пінополістирольним завантаженням (табл. 5.3).

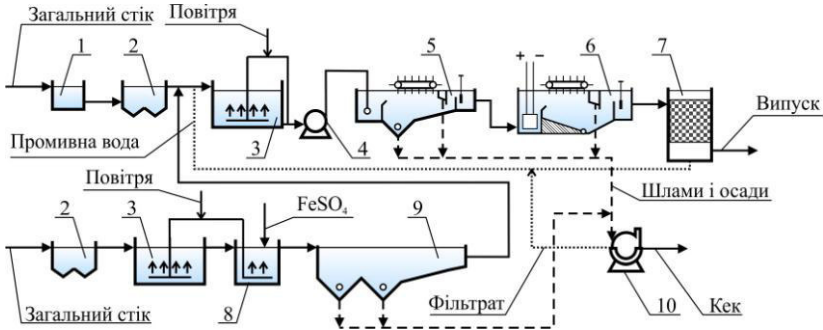


Рис. 5.2. Технологічна схема очищення стічних вод шкіряного заводу при високому вмісті сульфідів:

1 – сита або решітки; 2 – пісковловлювачі; 3 – усереднювач; 4 – насос; 5 – безнапірні флотційні установки; 6 – електрокоагулятори-флотатори; 7 – пінополістирольні фільтри; 8 – камера реакції; 9 – відстійники; 10 – цех механічного зневоднення осадів і флотацийних шламів

Таблиця 5.3

Технологічні і конструктивні параметри і режими процесів фізико-хімічного очищення стічних вод шкіряного заводу при високому вмісті сульфідів

Параметр	Величина
Електрокоагуляція-флотация	
Густина струму, А/м ²	100-200
Витрата струму, А·год/м ³	200
Витрата електроенергії, кВт·год/м ³	1
Витрата металу електродів, г/м ³	180
Фільтрування на фільтрах з пінополістирольним завантаженням	
Висота фільтруючого завантаження, см	70-80
Висота підтримуючого завантаження, см	50-60
Діаметр гранул фільтруючого завантаження, мм	1-2
Діаметр гранул підтримуючого завантаження, мм	2-4
Швидкість фільтрування, м/год	6-8
Втрати напору на початку циклу, м	0,1-0,2
Втрати напору наприкінці циклу, м	1-1,5
Тривалість промивки, хв.	5
Інтенсивність промивки, дм ³ /(с·м ²)	10-12
Ступінь розширення завантаження	1,3
Тривалість фільтроциклу, год	6-8



Зольні стічні води послідовно проходять пісковловлювачі (розраховані на 2 хв. перебування рідини) та усереднювачі. Наступна стадія – фізико-хімічне очищення при обробці залізним купоросом (до 500 мг/дм^3 за йоном заліза) і сірчаною кислотою для підтримання pH 6-7 з подальшим відстоюванням протягом 3-4 год. Таке очищення забезпечує залишкову концентрацію сульфідів не більше 10 мг/дм^3 .

Утворені осади та шлами спрямовують у цех механічного зневоднення. Проте, з метою зменшення скиду сульфідів більш раціонально йти шляхом очищення і багаторазового використання зольного розчину та промивних зольних вод.

Щоб застосувати зольний розчин 4-6 разів, досить попередньо прояснити його за допомогою відстоювання чи флоатації та доукріпити. Для збільшення кількості оборотів зольних розчинів, потрібно застосувати коагуляцію їх солями металів, які не утворюють із сульфідами нерозчинних сполук [21].

Одержано високої ступінь очищення стічних вод за рядом показників в результаті експериментальних досліджень режимів роботи очисних споруд розробленої технології (табл. 5.4).

Утворені в результаті очищення шлами за своїми фізичними та гідравлічними властивостями відрізняються від звичайних осадів здебільшого насиченістю газоповітряними бульбашками і великою кількістю жирів, СПАР та інших речовин, що містяться в них.

Таблиця 5.4

**Результати очищення стічних вод без зольника за схемою
безнапірна флоатація – електрокоагуляція-флоатація – фільтрація**

Показник	Концентрація забруднень, мг/дм^3				Ефект очистки на фільтрах, %	Загальний ефект очистки, %
	до очист- ки	після безнапірної флоатації	після електро- коагуляцій- флоатації	після фільт- рації		
Завислі речовини	4481	2381	220	40	95,0	99,1
Жири	160	40	8	1	95,0	99,4
Шерсть	50	4,5	-	відс.	100,0	100,0
Хром	106	89,9	23	1,0	78,3	99,1
Сульфід	72	80	5	1,2	93,0	98,5
СПАР	26,2	18,2	7,6	7,5	71,0	71,0
БСК ₅	-	-	262	220	-	-
ХСК	4900	4000	1000	810	79,6	83,0



При використанні для зневоднення вакуум-фільтра вологість кеку найменша – для суміші осаду і шламу – 70,5%, найбільша – для шламу після коагуляції-флотації – 82,9% (табл. 5.5).

Таблиця 5.5

Порівняльні дані щодо зневоднення осадів і шламів шкіряного заводу методом вакуум-фільтрації

Вид осаду чи шламу	Початкова вологість, %	Питомий опір, 10^{-10} см/г	Вологість кеку, %	Продуктивність вакуум-фільтра	
				теоретична	за даними дослідів
Осад зольних стічних вод	98,1	15,6	78,5	12,3	11,0
Шлам безнапірної установки	94,0	20,8	77,7	20,4	15,6
Шлам від коагуляції-флотації	95,5	40,1	82,9	13,3	12,5
Суміш осаду і шламу	96,8	15,6	70,5	13,2	14,8

Рекомендовано здійснювати зневоднення суміші осадів і шламів за таких параметрів роботи вакуум-фільтрів: вакуум – 0,065 МПа; тривалість фільтроциклу – 180 с, фільтрації – 75 с, сушки під вакуумом – 52 с, наповнення корита вакуум-фільтра – 55%.

Промивання фільтра здійснюють безперервно водою з температурою 40°C. Регенерація проводиться один раз на добу 3%-им розчином інгібованої хлороводневої кислоти (50 л на 1 м² поверхні фільтра).

Зневоднення флотаційного шламу також можна здійснювати на фільтрпресах марки ФПАКМ (табл. 5.6). Рекомендується перед зневодненням додавати реагенти (сірчанокисле залізо) у кількості 3-5% маси сухої речовини шламу.

Таблиця 5.6

Режим зневоднення шламу з початковою вологістю 95% на фільтрпресах

Параметр	При вологості кеку, %	
	50	70
Тиск віджимання, МПа	1,0	1,0
Тиск фільтрування і просушування, МПа	0,6	0,6
Тривалість фільтрування, хв.	22	14
Продуктивність, кг/(м ² ·год)	9	15



Тривалість допоміжних операцій – 2 хв. Фільтрувальний матеріал – лавсан (артикул 56007).

5.3. Дослідження ефективності попереднього фізико-хімічного та сумісного біологічного очищення стічних вод шкіряного заводу і міста

Для попереднього фізико-хімічного очищення загальних стічних вод шкіряного заводу з наступним сумісним очищенням зі стічними водами міста на біологічних очисних спорудах запропоновано комплекс споруд (рис. 5.3).

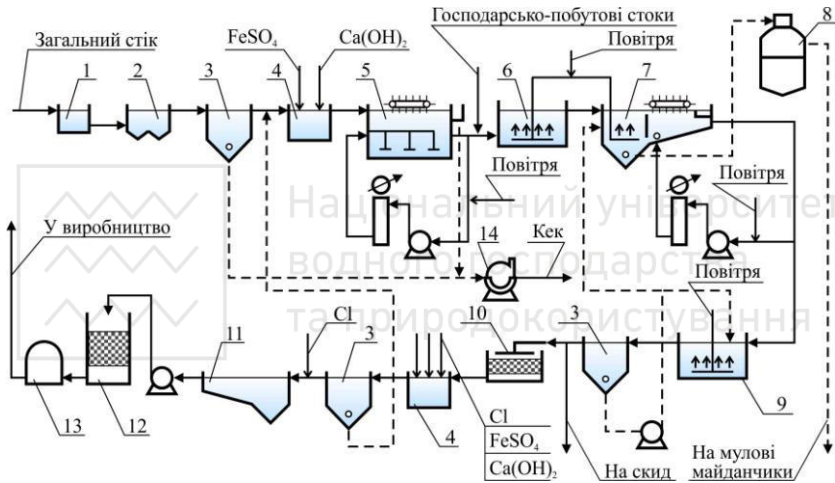


Рис. 5.3. Технологічна схема попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод шкіряного заводу з наступним біологічним очищенням сумісно з стічними водами міста і поверненням частини очищеної води у виробництво:

1 – решітки; 2 – піскоуловлювачі; 3 – відстійники; 4 – змішувачі; 5 – напірні флотатійні установки; 6 – усереднювач; 7 – флотатійний біокоагулятор; 8 – метантенки; 9 – аеротенки; 10 – біофільтри; 11 – контактні резервуари; 12 – фільтри; 13 – резервуар чистої води; 14 – цех механічного зневоднення осадів і флотатійних шламів

Стічні води шкіряного заводу проходять решітки, аеровані піскоуловлювачі або відстійники для важких домішок, розраховані на 15-20 хв. перебування стоків, і потім їх спрямовують у вертикальні відстійники, тривалість перебування води в яких становить 3-4 год. для затримування основної маси завислих речовин. Це дозволяє зменшити



дозу коагулянту, необхідну для повного прояснення стічної води. Осад з відстійників в кількості 5-10% від об'єму стічних вод, які обробляють, з вологістю 95% спрямовують в шламонакоплювачі або на механічне зневоднення.

В частково прояснену воду вводять реагенти – сірчанокисле залізо і вапно. Встановлено, що оптимальною дозою сірчанокислого заліза є 300 мг/дм³ плюс по 100 мг/дм³ на кожні 500-600 мг/дм³ зависей, що залишились після відстоювання. Доза вапна приймається із розрахунку доведення рН стічних вод до 10 (приблизно на 200-300 мг/дм³ більше дози сірчанокислого заліза в розрахунку на СаО).

Після змішування з реагентами стічні води поступають на очищення в напірну флотажну установку. Рециркуляційну рідину (коефіцієнт рециркуляції 1) насичують повітрям протягом 2-3 хв. під тиском 0,3-0,5 МПа таким чином, щоб забезпечити необхідну питому витрату повітря. Тривалість перебування суміші у флотажній камері становить 0,7-0,8 год.

Після флотації стічні води шкіряного заводу подають в усереднювач-аератор, де вони змішуються з міськими стоками і куди подають весь надлишковий активний мул з вторинних відстійників, а потім суміш надходить у флотажний біокоагулятор і в аеротенки.

Частину стоків, що пройшла біологічне очищення, пропонується додатково очищати на біофільтрах або в аеротенках, швидких фільтрах, знезаражувати і використовувати на шкіряному заводі як технічну воду, в першу чергу, для операцій відмочування і зоління.

Таблиця 5.7

Зниження концентрацій забруднюючих речовин при очищенні стічних вод шкіряного заводу за технологією з коагуляцією і напірною флотацією

Показник	На вході	Після відстоювання	Після флотації	В суміші із стічними водами міста	Після біокоагуляції-флотації	Після вторинних відстійників
Завислі речовини, мг/дм ³	3790	1995	200	300	140	20
БСК ₂₀ , мг/дм ³	2000	1600	800	450	270	20
Хром, мг/дм ³	160	128	5	2	0,5	0,5
Сульфід, мг/дм ³	111	106	15	5	3	0
Жири, мг/дм ³	1360	680	136	50	0	0
СПАР, мг/дм ³	171	137	27	10	8	5
рН	8,5	8,5	10	8,5	8,5	8,5



Ефективність очищення стічних вод шкіряного заводу за розробленою технологією підтверджена при роботі експериментальних виробничих установок на очисних спорудах Бердичівського шкіряного заводу ім. Ілліча (м. Бердичів Житомирської обл.) (табл. 5.7).

Технологію попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод шкіряного заводу рекомендовано ГПІ-5 для проекту очисних споруд на даному підприємстві.

5.4. Розробка раціональних технологічних режимів процесів попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод хутряної фабрики

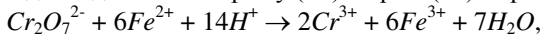
На хутряних фабриках виробляють різноманітне хутро: кроля, ондатри, нутрії, видри, соболя, песця тощо. Хутряний напівфабрикат зазнає хімічного, фізико-хімічного й механічного оброблення або партіями, або поштучно. Увесь технологічний процес вичинки поділяють на дві частини: операції сировинного цеху та операції фарбувального цеху.

У сировинному цеху здійснюють відмочування, міздріння, пікелювання, дублення. Ці операції супроводжуються утворенням стічних вод, забруднених білковими речовинами, жирами, хромом, СПАР, кислотами, органічними та мінеральними механічними домішками. Питома витрата стічних вод у сировинному цеху становить 120-160 м³ на 1 т напівфабрикату.

У фарбувальному цеху здійснюють уморіння, протравлення, фарбування, соління. У каналізацію надходять стічні води, забруднені різноманітними барвниками, хромом, кислотами та лугами, СПАР, органічними речовинами і механічними домішками. Питома витрата стічних вод у фарбувальному цеху становить 240-250 м³ на 1 т сировини, що оброблюється.

Усі стічні води фабрики поділяють на дві категорії: 1) стічні води, що містять хром, до складу яких входять всі скиди сировинного (без відмочування) цеху і води від протравлення фарбувального цеху; 2) забарвлені стічні води, до яких входять води фарбувального цеху (без протравних) і води від операції відмочування (табл. 5.8).

Очевидно, що стічні води хутряних фабрик мають забруднення у великих концентраціях, які ще збільшуються внаслідок залпового скидання забруднень. Існуюча на ряді фабрик технологія очищення полягає в реагентній обробці хромвмісних стічних вод за допомогою сульфату заліза для відновлення хрому (VI) в хром (III) за реакцією:





з утворенням гідроксидів і в подальшому відстоюванні їх у вертикальних відстійниках разом із забарвленими водами.

Таблиця 5.8

Склад стічних вод хутряної фабрики

Показник	Стічні води, що містять хром	Забарвлені стічні води
Завислі речовини, мг/дм ³	500-2500	100-800
Хром (III) і (VI), мг/дм ³	10-60	-
СПАР, мг/дм ³	40-110	20-100
ХСК, мг/дм ³	2500-7000	100-3000
pH	3,5-5,1	5,8-6,8
Забарвлення за розведенням	-	1:20-1:100

Для проходження реакції потрібно створити кисле середовище, а тому разом із відновником додають кислоту (сірчану чи соляну) для доведення pH до 2-4. Після відновлення стічні води належить підлужувати (наприклад, вапном) для утворення нерозчинних гідроксидів – $Cr(OH)_3$, $Fe(OH)_3$.

Для відновлення 1 г хрому за теоретичними розрахунками потрібно 8,75 г безводного сульфату заліза, практично дозу збільшують на 25%.

Про закінчення реакції відновлення свідчить зміна забарвлення стічних вод із червоного, зумовленого солями хрому (VI), на зелений за рахунок солей хрому (III).

Утворені внаслідок окисно-відновних реакцій йони заліза (III) взаємодіють із гідроксильними групами (особливо після підлужування) з утворенням гідроксиду заліза, який є коагулянтном для колоїдної частини забруднень, сорбентом для барвників і СПАР; у разі механічного зневоднення осадів не потрібно (або потрібно в меншій кількості) додавати коагулянти, щоб поліпшити їх здатність до фільтрування та відділення вологи. Ці переваги можуть компенсувати збільшення об'єму осаду, а також деяке забруднення очищеної води солями заліза, що спостерігається у випадку використання сульфату заліза як відновника.

Технологічна схема очищення стічних вод, які містять хром (VI), включає (рис. 5.4): усереднювач 1, камеру реакції 2, де відбуваються реакції відновлення, з тривалістю перебування 30 хв.; камеру нейтралізації 3 на 10-15 хв. перебування стічних вод, куди подають вапно для збільшення pH до 8-8,5; відстійник 4 (або флотаційну установку). Осад спрямовують на механічне зневоднення, після чого вивозять в спеціально відведені місця.

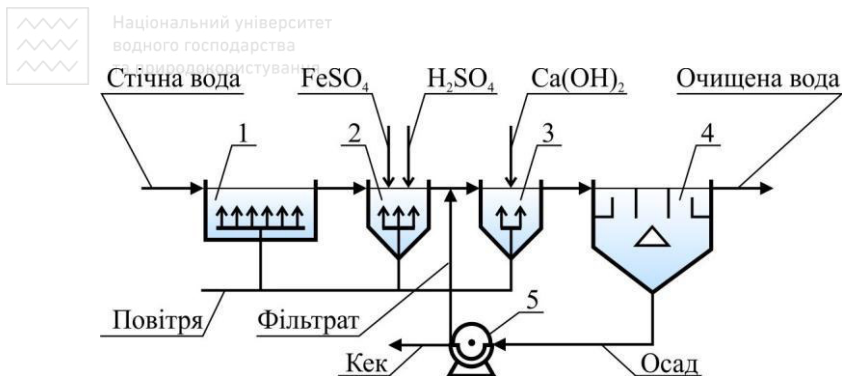


Рис. 5.4. Схема очищення стічних вод, які містять хром:
 1 – усереднювач; 2 – камера реакції; 3 – камера нейтралізації;
 4 – відстійник; 5 – вакуум-фільтр

Описана технологія не забезпечує високого ефекту очищення за такими показниками, як жири, СПАР, зависі, барвники і відзначається великими об'ємами осадів.

Розроблено дві технології попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод хутряних фабрик [21].

У першій технології використано метод електрокоагуляції-флотації. Передбачено обробку стічних вод, які вміщують хром, сірчанокислим залізом і вапном з метою коагуляції, а потім відстоювання їх разом із усередненими забарвленими водами. Прояснені стічні води спрямовують на доочищення в камеру електрокоагуляції-флотації, а потім - на пінополістирольні фільтри. Електрокоагулятори-флотатори можна використовувати і для основного очищення, якщо не передбачати попередню коагуляцію хромовмісних стічних вод. Це призводить до значного збільшення витрат електроенергії та металу електродів (табл. 5.9). Дещо відрізняються і результати обробки стічних вод в електрокоагуляторі-флотаторі (табл. 5.10).

Таблиця 5.9

Електричні параметри електрокоагуляції-флотації в різних режимах роботи

Показник	У режимі очищення	У режимі доочищення
Витрата електроенергії, кВт·год/м ³	1,0	0,5
Витрата струму, А·год/м ³	300	100
Густина струму, А/м ²	50	20
Витрата металу електродів, мг/дм ³	300	100



Тривалість перебування стічних вод у камері реакції - 15 хв., в усереднювачі – 4-6 год., у камері електрокоагуляції – 5-7 хв., у камері флоатації – 30-40 хв.

Таблиця 5.10

Очищення стічних вод хутряних фабрик електрокоагуляцією-флоатацією

Показник забруднення	Режим очищення			Режим доочищення		
	Концентрація забруднень, мг/дм ³		Ефект очистки, %	Концентрація забруднень, мг/дм ³		Ефект очистки, %
	на вході	на виході		на вході	на виході	
Завислі речовини	1985	229	88,5	1023	219	78,6
Хром	23	0,76	96,7	4,4	0,9	79,6
Залізо	-	0,8	-	3,05	1,4	-
ПАР	57,5	22,2	61,4	24,6	10,1	59
ХСК	4300	1590	63,9	2980	1915	36
Забарвлення за розведенням	1:15-1:50	1:2-1:7	-	1:3-1:16	1:1-1:6	-

Основне призначення фільтрів (табл. 5.11) полягає у захисній дії на випадок просакування забруднень. Стічна вода після фільтрів містить 80-120 мг/дм³ завислих речовин, 7-10 мг/дм³ СПАР, 0,2-0,5 мг/дм³ хрому.

Осад із відстійників у кількості 2-4% обробленої води і шлам із флоатаційної камери в кількості 1% з вологістю 95% спрямовують на механічне зневоднення і потім у відвал.

Таблиця 5.11

Конструктивні і технологічні параметри пінополістирольних фільтрів

Показник	Величина
Швидкість фільтрування, м/год	6-8
Діаметр гранул фільтрувального завантаження, мм	1-2
Висота шару фільтрувального завантаження, м	0,7-0,8
Діаметр гранул підтримуючого завантаження, мм	2-4
Висота шару підтримуючого завантаження, м	0,5-0,6
Тривалість фільтроциклу, год.	8-10
Тривалість промивки, хв.	4-5
Розширення завантаження під час промивання, м	0,6-0,7



Друга технологія очищення стічних вод хутрянних фабрик (рис. 5.5), передбачає тільки реагентну обробку стічних вод із двоступінчатим флотажним проясненням.

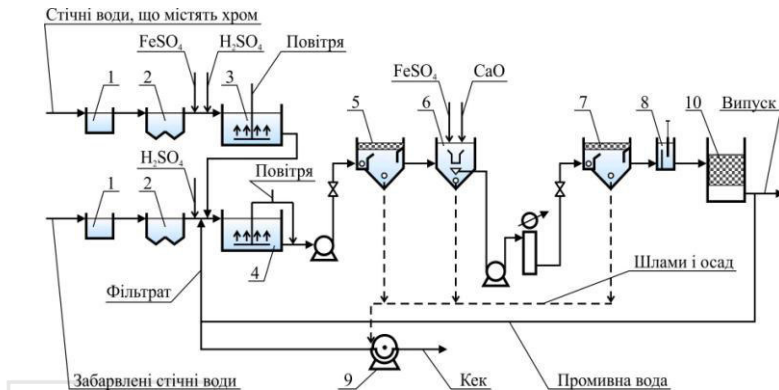


Рис. 5.5. Схема очищення стічних вод хутряної фабрики:

1 – решітка; 2 – пісковловлювачі; 3 – усереднювач-реактор стічних вод, що містять хром; 4 – усереднювач-реактор змішаних стічних вод; 5 – безнапірна флотажна установка; 6 – камера реакції; 7 – напірна флотажна установка; 8 – збірник очищеної води; 9 – вакуум-фільтр; 10 – пінополістирольний фільтр

В усереднювач стічних вод, які містять хром, подають сірчанокисле залізо в якості відновника шестивалентного хрому в кількості, яка відповідає концентрації шестивалентного хрому, і сірчану кислоту - для зниження та коректування pH у межах 2,5-3,0. В усереднювач забарвлених вод подають сірчану кислоту для підтримування pH 4,0-4,5 з метою коагулювання білкових сполук і часткового знебарвлення. Після цього суміш стічних вод прояснюють безнапірною флотацією і спрямовують у камеру коагуляції, де обробляють вапном для перетворення сполук заліза на гідроксид і його коагуляції.

У камеру реакції також подають сірчанокисле залізо для коректування його дози з метою поліпшити коагулювання. Продукти коагуляції відокремлюють на установці напірної флотації, після чого воду пропускають крізь пінополістирольні фільтри. Технологія дозволяє одержати високий ступінь очищення стічних вод (табл. 5.12).

Для попереднього очищення загальних стічних вод хутряної фабрики рекомендовано технологію фізико-хімічного очищення (рис. 5.6), яку розроблено в 1992 році для Аламединського хутрянного об'єднання (Киргизстан, м. Бішкек). Витрата стічних вод – 500 м³/добу. Режим скиду –



цілодобовий. Кількість поопераційних стічних вод, м³/добу: дубильних – 30; протравних – 10; фарбувальних – 10; промивних – 40; відмочувально-мийних і знежирювальних – 410.

Таблиця 5.12

Зміна складу стічних вод хутряної фабрики за етапами очищення, мг/дм³

Показник забруднення	На вході	Після безнапірної флотації	Після напірної флотації	Після фільтрів
Завислі речовини (з урахуванням коагуляції)	2500	1300	130	60
Хром	105	90	10	2,0
СПАР	120	70	20	15
Барвник	40	20	10	4,0
Жири, масла	350	50	5,0	2,0
БСК _{повн}	2000	1200	900	800

Для попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод хутряної фабрики прийнято двоступінчатє флотаційне очищення з використанням реагентів для видалення хрому, барвників, СПАР, нафтопродуктів та інших забруднень (табл. 5.13) і доведення їх концентрацій в очищеній воді до величин, які не будуть перешкоджати наступному біологічному очищенню.

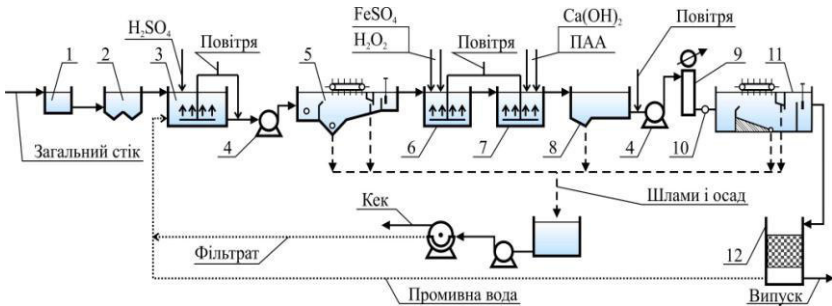


Рис. 5.6. Технологічна схема попереднього очищення стічних вод хутряної фабрики (на прикладі Аламединського хутряного виробничого об'єднання):

- 1 – волокновловлювач-сито; 2 – пісковловлювач; 3 – усереднювач; 4 – насос; 5 – безнапірна флотаційна установка; 6,7 – камери реакції; 8 – відстійник; 9 – напірний бак; 10 – регулятор тиску; 11 – напірна флотаційна установка; 12 – пінополістирольний фільтр; 13 – накопичувач осаду; 14 – вакуум-фільтр



Склад загального стоку хутряної фабрики

Показник	Величина
Завислі речовини, мг/дм ³	1000
ХСК, мг/дм ³	2700
Хром (III), мг/дм ³	72
Хром (IV), мг/дм ³	20
Феноли, мг/дм ³	0,7
СПАР, мг/дм ³	77
Барвники, мг/дм ³	106
Нафтопродукти, мг/дм ³	18
pH	6,5-8
Сульфати, мг/дм ³	480
Хлориди, мг/дм ³	3000

5.5. Розробка технології попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод трикотажної фабрики

Стічні води підприємств трикотажної промисловості характеризуються високим показником ХСК – 1910 мг/дм³ порівняно з низьким БСК₅ – 230 мг/дм³, містять великі концентрації СПАР – до 100 мг/дм³, барвників – до 80 мг/дм³; можуть містити допоміжні хімічні реагенти, що використовуються у виробництві натуральних, синтетичних і змішаних волокон, йони важких металів (свинцю, цинку, міді, заліза, хрому та ін), нафтопродукти (за ефіророзчинними речовинами) – до 100 мг/дм³, завислі речовини – до 250 мг/дм³, ворсинки, пух і волокнисті відходи [34]. Найбільш розповсюджений періодичний спосіб відбілювання і фарбування волокон супроводжується залповими скидами концентрованих робочих ванн і промивних вод. Для фарбування використовують переважно прями, дисперсні, кислотні та сірчисті барвники.

На підставі результатів досліджень для попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод підприємств трикотажної промисловості нами розроблено дві технології [307] (рис. 5.7, 5.8), що включають двоступеневу флотаційну обробку стічних вод за схемами: 1 – напірна флотація – реагентна обробка – електрофлотація; 2 – електрофлотація – реагентна напірна флотація; 3 доочищенням на фільтрах з пінополістирольним завантаженням.

В першій технології (див. рис. 5.7) [307] спочатку для деструкції барвників перед напірним флотатором при $pH < 6,5$ вводиться активний хлор дозою 50-100 мг/дм³; на другому ступені – коагулянти (хлорид чи сульфат заліза) дозою 100-250 г/м³ в залежності від концентрації та виду



барвників з коректуванням pH до 6,5-7 і вище за допомогою вапняного молока дозою 100 мг/дм^3 за CaO , для розділення фаз – електрофлотація. Утворені в флотаційних спорудах флотаційні шлами і осаді належить зневоднювати і вивозити.

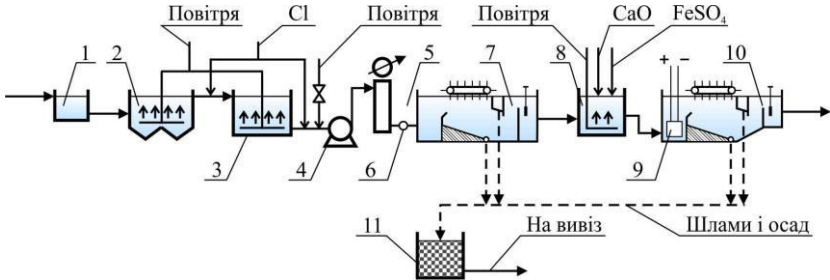


Рис. 5.7. Технологічна схема попереднього очищення стічних вод Алма-Атинського виробничо-трикотажного об'єднання (1 варіант):

1 – решітка; 2 – пісковловлювач; 3 – усереднювач; 4 – насос; 5 – напірний бак; 6 – регулятор тиску; 7 – камера напірної флотації; 8 – камера коагуляції; 9 – електродна система; 10 – електрофлотаційна камера; 11 – збірник осадів і флотаційних шламів

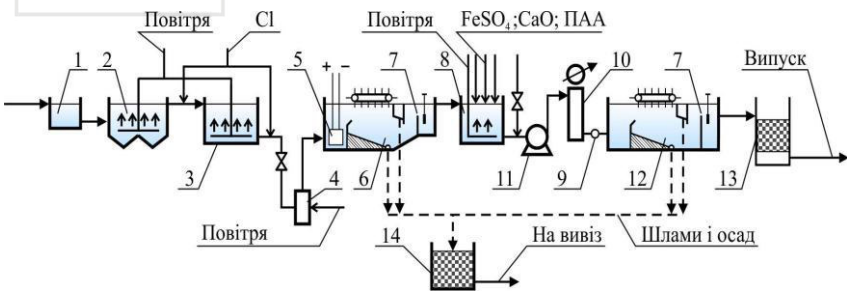


Рис. 5.8. Технологічна схема попереднього очищення стічних вод Алма-Атинського виробничо-трикотажного об'єднання (2 варіант):

1 – решітки; 2 – пісковловлювачі; 3 – усереднювачі; 4 – ерліфт; 5 – електродна камера; 6 – електрофлотаційна камера; 7 – водозливи з кромкою, що регулюється; 8 – камера коагуляції; 9 – насос; 10 – напірний бак; 11 – регулятор тиску; 12 – камера напірної флотації; 13 – фільтр з плаваючим завантаженням; 14 – збірник осадів і флотаційних шламів



Попередньо очищені стічні води, містять концентрації забруднюючих речовин, які не перешкоджатимуть біологічному очищенню: завислі речовини – $25-50 \text{ мг/дм}^3$, ХСК – 450 мг/дм^3 , барвники – $10-15 \text{ мг/дм}^3$, СПАР – 15 мг/дм^3 , нафтопродукти – 10 мг/дм^3 .

Токсична дія барвників на риби та інші гідробіонти, що спричинена хімічною природою азобарвників, бензидинових, деяких прямих, пігментних та інших барвників, наявності у їх структурі йонів важких металів призвела до установлення більш жорстких нормативів до якості очищених стічних вод (гранично-допустима концентрація - 1 мг/дм^3 , за даними замовника - Алма-Атинського виробничо-трикотажного об'єднання).

Щоб забезпечити такий норматив, для збільшення ефекту очищення стічних вод від барвників у технології передбачено послідовне застосування спочатку електрофлотації, а потім – реагентної напірної флотації. Перед електрофлотатором у стічні води подається активний хлор при pH 3-3,5, що у поєднанні з електроокисненням барвників і подальшою напірною флотацією дозволяє збільшити ефективність видалення барвників до гранично-допустимої концентрації.

У електрофлотаторі деструкція барвників відбувається за рахунок окиснення атомарним киснем і активним хлором. При цьому досягається понад 90% знебарвлення.

На підставі проведених експериментальних досліджень електрофлотаційного очищення стічних вод трикотажного виробництва нами установлені такі параметри процесу [307]: густина струму – $100-150 \text{ А/м}^2$, витрата струму – $200 \text{ А}\cdot\text{год/м}^3$, напруга електролізу – $8-10 \text{ В}$, витрата електроенергії – $1,5-2 \text{ кВт}\cdot\text{м}^3$, матеріал електродів – графіт, відстань між електродами – 20 мм , схема приєднання електродів – монополярна, переключення полярності – двічі за годину. Тривалість перебування стічних вод у камері флотації становить $25-30 \text{ хв}$.

Подальша коагуляція сульфатом заліза дозою 250 мг/дм^3 дозволяє майже повністю видалити барвники та інші забруднення.

Відокремлення утворених пластівців здійснено в напірному флотаторі з тривалістю перебування води 30 хв . і насиченням води повітрям у напірному баку протягом $1-2 \text{ хв}$. під тиском $0,2-0,25 \text{ МПа}$.

На підставі проведених експериментальних досліджень з очищення стічних вод від барвників для Алма-Атинського виробничо-трикотажного об'єднання ім. Ф. Е. Держинського (Казахстан) нами було розроблено і рекомендовано для застосування другу технологію очищення стічних вод [307] за схемою: електрофлотація – реагентна напірна флотація з доочищенням на фільтрах з пінополістирольним завантаженням (рис. 5.8).



Розроблена технологія дозволяє одержати очищену воду з показниками забруднень, які відповідають вимогам (табл. 5.14).

Вибір методів і технологічних схем очищення забарвлених стічних вод текстильних та трикотажних підприємств зробити досить важко насамперед тому, що набір барвників, які застосовуються для фарбування пряжі і тканин, повсякчас змінюється в залежності від асортименту продукції.

А відтак, надійна технологія очищення стічних вод повинна завбачати можливість переналагодження і пристосування при надходженні із стічними водами барвників непередбачених марок. Виходячи з цієї точки зору, “гнучка” технологічна схема очищення забарвлених стоків має включати у певному поєднанні такі методи очищення, як окиснення, коагуляцію і, можливо, електрохімічне очищення з видаленням зависей і нерозчинних продуктів реакцій флотацією та фільтрацією.

Таблиця 5.14

Зміна складу стічних вод трикотажного підприємства за етапами попереднього фізико-хімічного очищення за схемою електрокоагуляція-флотація – напірна флотація, мг/дм³

Показник забруднення	На вході	Після електрокоагуляції-флотації	Після напірної флотації	Після фільтрів
Завислі речовини (з урахуванням коагуляції)	200	50	47	1,3-10
ХСК	800	650	450	420
СПАР	100	50	15	15
Барвник	50	14	2,0	1,0
Жири, масла	100	40	10	5,0

5.6. Рациональні режими попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод суконної фабрики

Дослідження процесів попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод було проведено на суконній фабриці (м. Славута, Хмельницька обл.), продукція якої – вовняні одіяла, ковдри, килими та ін., і яка здійснює прядильне, ткацьке та фарбувально-оздоблювальне виробництва [19, 305, 306]. Стічні води підприємства характеризуються значною нерівномірністю надходження як за витратою, так і за концентрацією та складом забруднюючих речовин, особливо при скиді відпрацьованих розчинів і промивних вод від ванн та іншого обладнання періодичної дії.

Виробничі стічні води - каламутна, забарвлена у різні кольори з різною інтенсивністю рідина, здатна до утворення піни.



Тверда фаза може знаходитись у полідисперсному стані у вигляді грубодисперсних завислих речовин, колоїдів, тонкої суспензії, стійкої емульсії. В стічних водах містяться розчинені органічні речовини: СПАР, барвники, залишки хімічних матеріалів, що використовуються у виробництві (закріплювачів та ін.), які перешкоджають біологічному очищенню. У стічних водах можуть відбуватись процеси самокоагуляції, гетерокоагуляції, часткового випадення деяких домішок в осад і, навпаки, розчинення речовин, які раніше були в завислому стані.

За ступенем забрудненості виробничі стічні води поділяють на сильнозабруднені і слабозабруднені. До сильнозабруднених відносять стічні води перших промивок після всіх процесів: фарбування волокон і тканини, всіляких обробок, перших промивок вовни та ін. Слабозабруднені – води після промивок (окрім перших) волокон, пряжі, тканини (40-70% від загального об'єму стічних вод).

Кількість сильнозабруднених стічних вод суконної фабрики в м. Славути становила близько 400 м³/добу. Середня годинна витрата стічних вод фабрики - близько 20 м³/год, максимальна годинна витрата – 34,2 м³/год.

В процесі попереднього фізико-хімічного очищення потрібно видалити токсичні для мікроорганізмів-деструкторів, які здійснюють наступне біологічне очищення, поверхнево-активні речовини, барвники, концентрації яких в неочищених виробничих стічних водах становлять відповідно 28-53 мг/дм³, 36-132 мг/дм³, зменшити високі концентрації органічних сполук за ХСК – 580-965 мг/дм³ та очистити стічні води від йонів важких металів (хрому, заліза, цинку, кобальту), які шкідливо діють на гідробіоти біологічних очисних споруд.

5.6.1. Визначення токсичної дії забруднюючих речовин висококонцентрованих стічних вод на гідробіоти біологічного процесу очищення

Для аналізу та оцінки токсичної дії барвників на гідробіоти біологічних очисних споруд проведено біотестування за методикою [245, 251], в якості тест-об'єктів використано представників нижчих ракоподібних *Daphnia magna*. В проби досліджуваної води вносили в різних концентраціях – 1-200 мг/дм³ такі барвники: жовтий кислотний, зелений кислотний і коричневий прямий, які використовують в суконному виробництві, і разом із відпрацьованими розчинами вони потрапляють у стічні води фабрик. В кожну пробу вносили по 10 тест-організмів – партеногенетичних самок *Daphnia magna* дводобового віку. В якості



критерію токсичності було вибрано виживаність. Тривалість дослідів становила 4 доби.

Як показали результати досліджень, 100%-ва загибель організмів за досліджуваний час спостерігалась при концентраціях барвників 100-200 мг/дм³. При концентраціях барвників в пробах 2-50 мг/дм³ гине 20-60% дафній.

Аналіз динаміки загибелі тест-організмів показав, що при концентраціях барвників понад 100 мг/дм³, 50%-ва загибель спостерігалась протягом однієї доби, що за класифікацією, наведеною в стандартній методиці, свідчить про дуже токсичне середовище, 50-80 мг/дм³ – 2-4 доби – сильнотоксичне середовище, 2-40 мг/дм³ – понад 5 діб – середня токсичність (у цьому досліді термін спостереження було збільшено до 10 діб).

Результати досліджень свідчать про те, що токсична дія барвників на тест-організми *Daphnia magna* спостерігається вже при їх концентрації 2 мг/дм³, що є сигналом про небезпеку для гідробіонтів очисних споруд біологічного очищення стічних вод, що зумовлює необхідність попереднього фізико-хімічного очищення виробничих стічних вод від цих забруднюючих речовин.

5.6.2. Визначення технологічних умов попереднього фізико-хімічного очищення виробничих стічних вод суконних фабрик

На підставі проведених експериментальних і виробничих досліджень фізико-хімічної обробки виробничих стічних вод суконної фабрики розроблено технологію попереднього очищення (рис. 5.9). Враховуючи нерівномірність надходження стічних вод за витратами і концентраціями забруднюючих речовин, для одержання стабілізованого за кількістю та складом потоку стічних вод з метою сталої і надійної роботи очисних споруд передбачено використання на початковій стадії усереднювачів.

Визначено, що для ефективного видалення із стічних вод барвників і завислих речовин можна застосувати реагентний метод з використанням хлориду заліза й вапна, а для відокремлення твердої фази від рідини - відстоювання (у відстійній зоні реактора) та флотацію (в напірному флотаторі) [19].

Експериментальні дослідження процесу напірної флотації здійснено на виробничій установці, в якій стічну воду подавали за допомогою насоса в напірний бак, куди також підводили повітря для насичення ним води при тиску в діапазоні 0,2-0,5 МПа і тривалості 2-8 хв. Воду, насичену повітрям, виливали у відкриту споруду, де в результаті зниження тиску до атмосферного з розчину виділялось повітря, утворюючи велику кількість



дрібних бульбашок, і відбувався швидкий їх підйом на поверхню води. В процесі флотації спостерігали коалесценцію дрібних бульбашок, утворення агрегатів із завислими частинками, їх спливання, знебарвлення води внаслідок адсорбції барвників на поверхні утворених агрегатів і утворення на поверхні води флотаційного шламу.

Досліджували вплив на ефективність процесу напірної флотації тиску в напірному баку, розмірів бульбашок, концентрації завислих речовин у стічних водах, гідродинамічних умов і тривалості перебування води у флотаційній камері.

Попередня коагуляція при очищенні сильнозабруднених стічних вод фабрики призводить до інтенсифікації процесу напірної флотації. Введення коагулянту сприяє руйнуванню емульсійних і колоїдних структур у зв'язку із зниженням потенціалу частинок і забезпечує їх агломерацію за рахунок сорбції на пластівцях утворених гідроксидів.

За допомогою коагулянтів ефективно видаляються барвники, завислі речовини, йони важких металів та інші забруднення.

Рациональні дози реагентів рекомендується приймати: хлориду заліза – 600 мг/дм^3 (200 мг/дм^3 - в усереднювач і 400 мг/дм^3 – в реактор); вапна – 600 мг/дм^3 (200 мг/дм^3 - в усереднювач і 400 мг/дм^3 – в реактор).

На підставі проведених досліджень застосування методу коагуляції для попереднього очищення стічних вод установлено наступні технологічні режими. Ефекти очищення стічних вод від барвників при коагулюванні хлоридом заліза, сульфатом заліза, сульфатом алюмінію становлять відповідно 70-75%, 60-70%, 72-75% при дозах $350\text{-}400 \text{ мг/дм}^3$, $400\text{-}500 \text{ мг/дм}^3$, $300\text{-}400 \text{ мг/дм}^3$. У всіх випадках потрібне дозування в стічну воду вапна – $300\text{-}400 \text{ мг/дм}^3$ для підлужування середовища.

Відокремлення твердої фази від рідини рекомендовано здійснювати у відстійнику і напірному флотаторі.

Визначено необхідну тривалість процесу напірної флотації – 30 хв., тиск в напірному баку – $0,2\text{-}0,25 \text{ МПа}$, тривалість насичення рідини повітрям – 2-4 хв.

Для обробки осадів і флотаційних шламів можна застосувати механічне зневоднення на центрифугах або вакуум-фільтрах.

На підставі експериментальних досліджень попередньої фізико-хімічної обробки висококонцентрованих стічних вод суконної фабрики розроблено технологію (рис. 5.9), яка забезпечує зниження концентрацій забруднюючих речовин, які перешкоджають наступному біологічному очищенню за участю мікроорганізмів-деструкторів, до допустимих норм. Ефективність видалення завислих речовин за розробленою технологією становить 90-92%, СПАР – 92-94%, барвників – 85-88%.

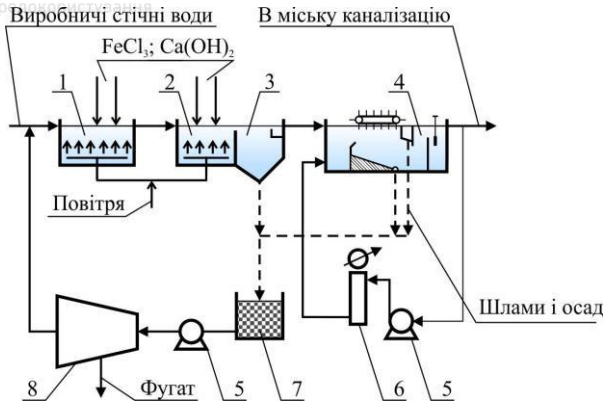


Рис. 5.9. Технологія попереднього очищення виробничих стічних вод Славутської суконної фабрики методами коагуляції і напірної флотації:

- 1 – усереднювач; 2 – камера реакції; 3 – відстійник; 4 – камера флотації; 5 – насос; 6 – напірний бак; 7 – приймальний бак для осаду; 8 – центрифуга

Для доочищення стічних вод можна застосувати фільтрування на фільтрах із пінополістирольним завантаженням для зниження концентрації завислих речовин від 250-270 мг/дм³ (на виході з напірного флотатора) до 2-3 мг/дм³.

Пінополістирольні фільтри дозволяють видалити із стічних вод найдрібніші частинки завислих речовин і забезпечують ефект видалення завислих речовин 80-85%. Проте, через високу початкову концентрацію зависі (до 270 мг/дм³) для забезпечення допустимої концентрації завислих речовин у технічній воді 8 мг/дм³ і менше потрібно влаштовувати три ступені вказаних фільтрів. Кінцева концентрація завислих речовин у фільтраті на виході з фільтра третього ступеня становить 2-3 мг/дм³, що задовольняє вимогам у разі повторного використання очищених стічних вод. Пінополістирольні фільтри відзначаються ефективністю, простотою регенерації завантаження, простотою їх експлуатації, економічністю.

Оскільки метод коагулювання забруднюючих речовин при фізико-хімічному очищенні висококонцентрованих стічних вод пов'язаний з утворенням великих об'ємів осадів, які потребують значних витрат на їх обробку та утилізацію, а також приймаючи до уваги те, що деякі барвники не видаляються при коагулюванні води, то було розглянуто використання інших методів та технологій очищення стічних вод суконних фабрик, які за ефективністю не поступаються реагентному.

Проведено дослідження застосування для очищення стічних вод від барвників методу хімічного окиснення. В якості реагенту-окисника



використано активний хлор, враховуючи такі його характеристики: ефективну деструкцію органічних забруднень (барвників, СПАР), доступність, простоту одержання, дешевизну та ін.

Проведено дослідження з попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод Славутської суконної фабрики від органічних забруднюючих речовин з використанням методів окиснення та напірної флотації і розроблено технологію (рис. 5.10).

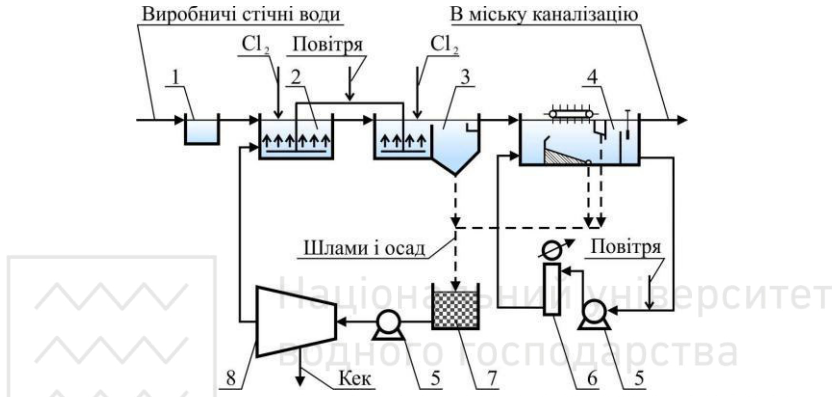


Рис. 5.10. Технологічна схема попереднього очищення виробничих стічних вод Славутської суконної фабрики з використанням методів окиснення і напірної флотації:

1 – волокноуловлювач-сито; 2 – усереднювач; 3 – камера реакції; 4 – камера напірної флотації; 5 – насос; 6 – напірний бак; 7 – бак осаду; 8 – центрифуга

У склад технологічної схеми входять такі споруди очищення: усереднювач, реактор, відстійник і камера напірної флотації. Розчин хлорного вапна в кількості, що становить 30% від розрахункової, подається в усереднювач, решта хлорного вапна (70%) - в камеру реакції. Рациональна доза хлорного вапна становить 100 мг/дм^3 за активним хлором. Тривалість перебування стічної води в камері реакції і відстійнику, достатня для контакту з хлором та ефективного знебарвлення води, прийнята 1,5 год. Ефект зниження концентрації барвників – 85-90%. Для видалення завислих речовин, СПАР, жирів та інших забруднень використано напірну флотацію.

Серед безреагентних методів попереднього фізико-хімічного очищення висококонцентрованих стічних вод розглянуто використання електрокоагуляції-флотації. Запропоновано технологію попереднього очищення



стічних вод суконної фабрики (рис. 5.11), для впровадження якої влаштовуються такі споруди: усереднювач, відстійник, камера електрокоагуляції-флотації. Для здійснення процесу електрокоагуляції в приймальному відділенні камери флотації влаштовується електродна система з розчинними електродами з нержавіючої сталі. Електроди приєднуються до випрямляча постійного струму.

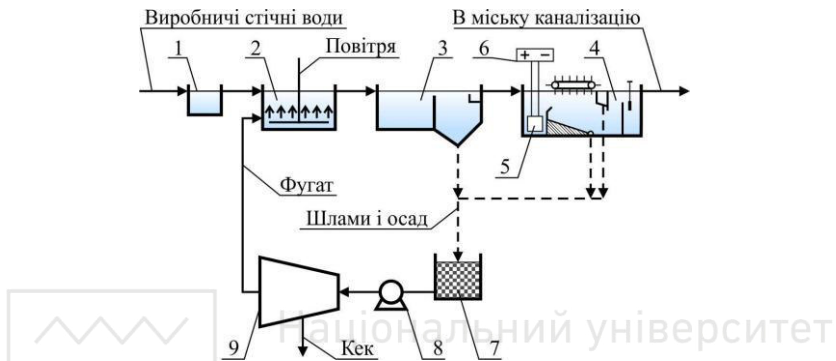


Рис. 5.11. Технологічна схема попереднього очищення виробничих стічних вод Славутської суконної фабрики з використанням методу електрокоагуляції-флотації.

- 1 – волоконуловлювач-сито; 2 – усереднювач; 3 – відстійник; 4 – камера електрокоагуляції-флотації; 5 – електродна камера; 6 – випрямляч; 7 – бак осаду; 8 – насос; 9 – центрифуга

Як показали результати досліджень, ефективність використання описаної технології для очищення стічних вод суконної фабрики доволі висока. Ефект видалення забруднень становить: за БСК_{повн} – 68-72%, за завислими речовинами - 75%, за барвниками – 70-75%, за СПАР – 76-78%, за жирами - 100%.

Стійкість деяких видів барвників до коагуляції зумовлює необхідність застосування в технологіях попереднього очищення методу окиснення, наприклад, пероксидом водню, який для зменшення його дози через високу вартість вводиться після флотаційної установки для окиснення тих барвників, які не видаляються коагуляцією і потрапляють в очищену воду. У цьому випадку технологічну схему потрібно доповнити реактором.

Експериментально встановлено, що доза перексиду водню в межах 200-250 мг/дм³ забезпечує ефект знебарвлення виробничих стічних вод 76-81% при початковій концентрації барвників в межах 30-50 мг/дм³ при тривалості контакту 1,5 год.



Використання в якості реагенту пероксиду водню з експлуатаційної точки зору є доцільним, адже цей реагент застосовують на суцуконних фабриках при виробництві ковдр у відбілювальних операціях.

Введення у стічну воду хімічних реагентів з метою її очищення спричинює вторинне забруднення води. На виході з очисних споруд попереднього фізико-хімічного очищення стічна вода містить залишкові концентрації тих реагентів, які були використані при її обробці: сполук заліза чи алюмінію. Щодо пероксиду водню, то потрібно зазначити, що він є нестійкою сполукою, яка розкладається, збагачуючи воду киснем.

Проведено дослідження впливу залишкових концентрацій сполук заліза та алюмінію, які містяться в попередньо очищеній стічній воді, на гідробіонти очисних споруд біологічного очищення. Для біотестування застосовано організми, загальноприйнятні в токсикологічних дослідженнях стічних вод, – *Daphnia magna* (партеногенетичні самки однодобового віку) [251]. Придатність дафній оцінювали тестом на дію біхромату калію, летальна концентрація якого знаходилась в допустимих межах і становила $1,7 \text{ мг/дм}^3$.

Досліджувані розчини готували на відстояній водопровідній воді, в яку вводили певні кількості солей FeSO_4 і $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ для отримання таких їх концентрацій у розчинах, мг/дм^3 : 5, 10, 20, 50, 100. Дослідження проводили протягом 4-5 діб. В кожну пробу вносили по 10 тест-організмів. В якості критерію вибрано виживання. Для порівняння використовували контрольну пробу без добавлення реагентів. Загибель дафній у контрольній пробі не перевищувала 10%. За результатами дослідів визначено такі показники, що характеризують токсичність проб води: ЛК_{50} – летальна концентрація речовини, при якій гине 50% дафній; ЛТ_{50} – летальний час, протягом якого гинуть 50% дафній [245].

Установлено, що при використанні для очищення стічних вод FeSO_4 $\text{ЛК}_{50} = 11 \text{ мг/дм}^3$, а $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ $\text{ЛК}_{50} = 13 \text{ мг/дм}^3$. Для визначення показника ЛК_{50} за усередненими даними побудовано графіки залежності відсотка загиблих дафній від концентрації реагентів у пробах, за допомогою яких визначена летальна концентрація, що відповідає 50%-ій загибелі тест-об'єктів.

Також досліджували динаміку загибелі дафній протягом певного часу спостереження (рис. 5.12). Установлено, що при використанні сульфату заліза залишкова концентрація реагенту 100 мг/дм^3 спричинює $\text{ЛТ}_{50} = 6$ годин, 50 мг/дм^3 – 2 доби, що говорить про дуже сильну токсичність середовища. При концентрації 20 мг/дм^3 $\text{ЛТ}_{50} = 3$ доби – сильна токсичність, а при 10 і 5 мг/дм^3 ЛТ_{50} становить відповідно 7 і 6 діб, що характеризує середню токсичність проб.

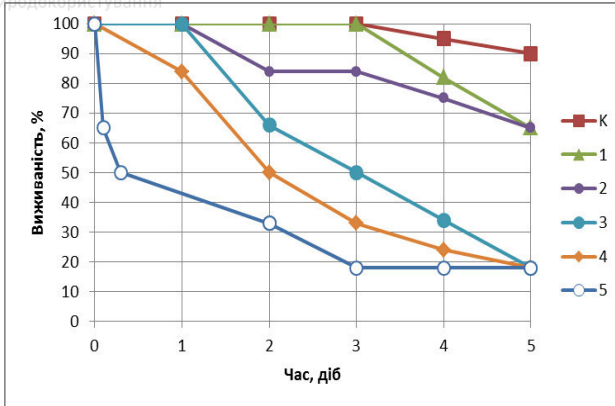


Рис. 5.12. Графік залежності відсотка живих дафній від тривалості спостереження для досліджуваних розчинів із концентрацією сульфату заліза:

1 – 5 мг/дм³; 2 – 10 мг/дм³; 3 – 20 мг/дм³; 4 – 50 мг/дм³; 5 – 100 мг/дм³;
контрольна проба (K) – 0

Використання сульфату алюмінію призводить до того, що залишкові концентрації його можуть створити дуже сильно токсичне середовище при концентрації реагенту 100 мг/дм³ (ЛТ₅₀ = 2 доби), сильно токсичне при концентраціях 50 і 20 мг/дм³ (відповідно ЛТ₅₀ = 3 і 4 доби), середньої токсичності при концентраціях 10 і 5 мг/дм³ (летальний час 5 і 6 діб).

Порівнюючи дію на тест-організми двох досліджуваних реагентів, можна відзначити, що більш токсичним виявився сульфат заліза порівняно з сульфатом алюмінію через меншу летальну концентрацію і меншу тривалість летального часу, протягом якого гинуть 50% дафній [245]. Аналіз проведених досліджень підтверджує необхідність точного дозування реагентів в процесі очищення, коректування *pH* в оптимальних межах для ефективної коагуляції і точне дотримання раціональних технологічних режимів процесу коагуляції (тривалості, інтенсивності перемішування) в період експлуатації для зменшення залишкових концентрацій реагентів до мінімуму.

В результаті досліджень розроблено ефективні технології попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод суконних фабрик, які забезпечують видалення із стічних вод завислих речовин, барвників, СПАР, йонів важких металів та інших забруднень. Вибір технології очищення стічних вод може бути обґрунтовано техніко-економічним порівнянням різних варіантів схем. Остаточо прийняте рішення повинно



забезпечити найбільшу ефективність очищення стічних вод, бути найдешевшим і екологічно безпечним.

5.7. Розробка технології попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод від токсичних забруднюючих речовин методом біокоагуляції-флотації

Аналіз роботи очисних споруд для попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод за відомою технологією преаерації і використання надлишкового активного мулу, який характеризується великою коагуляційною й сорбційною здатністю, показав необхідність вдосконалення технології і пошуку більш ефективних технологічних і конструктивних прийомів і рішень. Для попереднього очищення стічних вод від токсичних забруднюючих речовин перед аеротенками використовують спеціальні споруди - біокоагулятори, наприклад, радіальні відстійники з вбудованою камерою біокоагуляції, обладнаною пристроями для аерування води і напрямними жолобами (рис. 5.13, а) [37]. В біокоагулятор повертають надлишковий активний мул із вторинних відстійників, а для аерування подають повітря.

В камері біокоагуляції за рахунок аерації і при наявності активного мулу відбуваються такі процеси: адсорбція забруднюючих речовин стічних вод (барвників, йонів важких металів) на поверхні пластівців активного мулу, коагуляція, утворення великих асоціатів і наступне їх осадження у зоні відстоювання первинних відстійників, завдяки чому збільшується ступінь попереднього прояснення стічних вод, видалення токсичних забруднюючих речовин, деструкція колоїдно-розчинених високомолекулярних речовин до більш простих сполук, які легко засвоюються мікроорганізмами в подальших процесах біологічного очищення.

Описана технологія попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод забезпечує збільшення ступеня затримання завислих речовин на 15-20%, зменшення БСК_{повн} на 10-15%, концентрацій токсичних і важкоокиснюваних біохімічно речовин у первинних відстійниках, після яких стічні води надходять на споруди біологічного очищення. Недоліком даної технології є недостатня ефективність біокоагуляції і, як наслідок, порушення роботи споруд біологічного очищення: низька ефективність очищення від органічних забруднюючих речовин, спухання мулу тощо.

Оскільки найчастіше з метою зменшення негативних впливів очисні споруди систем водовідведення достатньо віддалені від населеного пункту, і довжина напірних трубопроводів становить понад 2 км, то



запропоновано і запатентовано здійснити преаерацію безпосередньо в цих трубопроводах (рис. 5.13, б) [293].

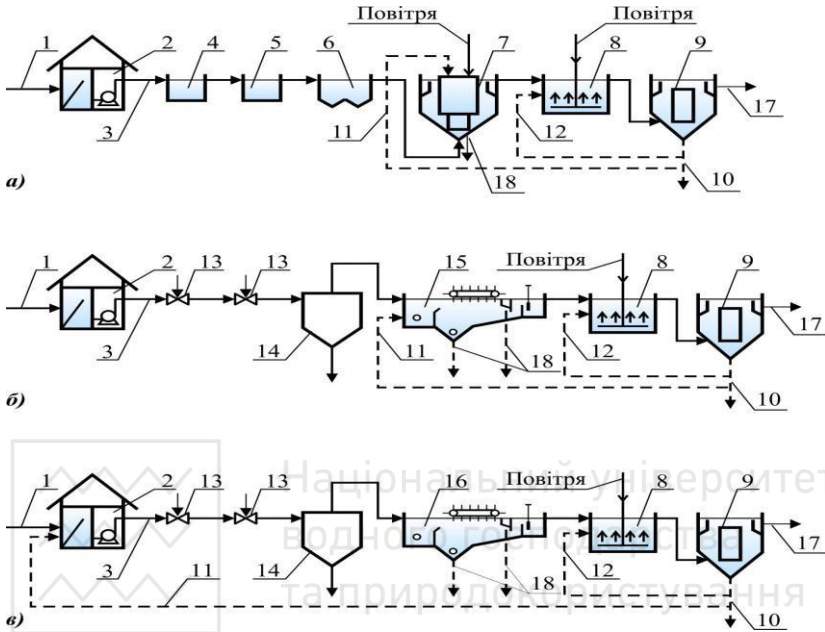


Рис. 5.13. Технології очищення висококонцентрованих стічних вод:
а) традиційна з біокоагуляцією; б) з преаерацією в напірних водогонях;
в) з преаерацією і біокоагуляцією в напірних водогонях:

1 – підведення стічних вод; 2 – насосна станція; 3 – напірний водогін; 4 – приймальна камера; 5 – решітки; 6 – піскоуловлювач; 7 – первинний відстійник з камерою біокоагуляції; 8 – аеротенк; 9 – вторинний відстійник; 10 – активний мул (АМ); 11 – надлишковий АМ; 12 – рециркуляційний АМ; 13 – повітряні ежектори; 14 – напірний гідроциклон; 15 – флотаційний біокоагулятор; 16 – напірний флотатор; 17 – очищена вода; 18 – осаді і флотаційний шлам

Отже, розроблена технологія попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод працює наступним чином.

Висококонцентровані стічні води від насосної станції транспортуються напірними водогонями на каналізаційні очисні споруди. Для видалення крупних забруднень в приймальному резервуарі насосної станції передбачено установку решіток.

На напірних трубопроводах в колодязях установлюють повітряні ежектори [3]. Робота ежекторів забезпечує забір повітря з атмосфери й подачу його в трубопровід, де повітря захоплюється потоком рідини і



розчиняється в ній. Отже, процес преаерації стічних вод відбувається в напірних трубопроводах до очисних споруд: відбувається взаємодія кисню з високодисперсними завислими частинками, що містяться у ній, коагуляція їх, утворення великих комплексів, окиснення органічних речовин, деструкція їх та інші процеси, які сприяють підвищенню ступеня очищення стічних вод у подальших спорудах біологічного очищення. Довжина напірних трубопроводів повинна забезпечувати необхідну тривалість преаерації води, а кількість повітряних ежекторів - концентрацію повітря у воді.

До переваг даної технології слід віднести такі: для преаерації використовують повітря з атмосфери, що знижує витрати електроенергії; напір аерованих стічних вод можна використати для технологічних процесів у подальших спорудах (наприклад, при використанні схеми “напірний гідроциклон – флотаційний біокоагулятор”); основні решітки влаштовують у будівлі насосної станції, тому не потрібно влаштування окремої споруди, а також приймальної камери (рис. 5.13, б).

Запропоновано і запатентовано технологію попереднього очищення висококонцентрованих стічних вод із застосуванням методів попереднього аерування і біокоагуляції забруднюючих речовин в напірних трубопроводах [294], для здійснення якої потрібно повернути надлишковий активний мул у приймальну камеру насосної станції (рис. 5.14, в). В цьому випадку ефект прояснення за завислими речовинами збільшується на 20-25%, БСК_{повн} знижується на 20-25%.

Замість флотаційного біокоагулятора в технології використано флотаційну установку для відокремлення грубодисперсних домішок і активного мулу від очищеної води. Стічні води перекачують за допомогою насосної станції по напірним трубопроводам на споруди біологічного очищення.

Для видалення крупних забруднень у будівлі насосної станції установлюють решітки перед транспортуванням стічної води на майданчик очисних споруд. Від мулової насосної станції очисних споруд прокладають напірний трубопровід для перекачування надлишкового активного мулу до насосної станції, яка подає стічні води на станцію біологічного очищення.

В напірні трубопроводи, що транспортують стічні води на станцію біологічного очищення, подають повітря. Довжина напірних трубопроводів повинна забезпечувати необхідну тривалість біокоагуляції стічної води (20 хвилин). Кисень повітря необхідний мікроорганізмам активного мулу в процесах життєдіяльності. В напірних трубопроводах відбуваються процеси інтенсивної біокоагуляції забруднень, які містяться в стічних водах, сорбції розчинених органічних речовин на поверхні



пластівців активного мулу, деструкція розчинених і колоїдних органічних речовин з утворенням низькомолекулярних сполук, укрупнення пластівців, внаслідок чого збільшується ступінь прояснення стічних вод у первинних відстійниках станції біологічного очищення, а також знижується концентрація органічних забруднень за БСК на виході з первинних відстійників. Слід відзначити, що процес біокоагуляції відбувається в напірних трубопроводах до очисних споруд.

Розроблена технологія біологічного очищення стічних вод має такі техніко-економічні переваги: для біокоагуляції стічних вод не потрібно будувати спеціальні резервуари, адже використовуються напірні трубопроводи; напір стічних вод на вході в очисні споруди можна використати при влаштуванні більш ефективних споруд, наприклад, напірних гідроциклонів (замість пісковловлювачів), напірних флотаційних установок (замість первинних відстійників) тощо. В останньому випадку не потрібно влаштовувати насоси, напірні баки та інше обладнання. Крім того, зменшується площа земельної ділянки, яку відчужують під майданчик очисних споруд, а також не потрібно влаштовувати споруди для ущільнення та обробки надлишкового активного мулу, зменшуються об'єми споруд для обробки осаду й активного мулу (метантенки, мулові майданчики та ін.), адже надлишковий активний мул використовують для здійснення попереднього біологічного очищення, повертаючи в напірні трубопроводи, які перекачують стічну воду.

Для подачі повітря в напірні трубопроводи (рис. 5.13, схеми б і в) рекомендовано застосовувати повітряні ежектори. В кожному конкретному випадку потрібно виконувати їх розрахунок і підбір основних елементів.

Визначено раціональні параметри процесу: доза активного мулу – 300 мг/дм³, тривалість біокоагуляції – 20 хв., питома витрата повітря – 0,5 м³/м³, гідравлічне навантаження на напірний флотатор – до 3 м³/(м²·год).

На підставі проведених експериментальних досліджень розроблено нову вдосконалену конструкцію флотаційної камери [308], схему якої наведено на рис. 5.14, пристроїв для збору та відведення флотаційного шламу.

Технологію попереднього очищення стічних вод біокоагуляцією-флотацією розроблено за замовленням агропромислового комплексу (ПРАТ АПК «Зоря» с. Клевань Рівненської області) і впроваджено при реконструкції очисних споруд АПК. Агропромисловий комплекс включає племінні ферми, завод продтоварів, склозавод та ін. Очисні споруди продуктивністю 5400 м³/добу призначені для очищення побутових і виробничих стічних вод з такими основними показниками, мг/дм³: БСК_{повн} – 230; концентрація завислих речовин – 250; іонів важких металів – 1,2;



йонів міді – 0,1; цинку – 0,025; азоту амонійного – 26,6; фосфатів – 11.

Впровадження запропонованої технології дозволило збільшити ступінь очищення стічних вод за завислими речовинами до 60%, БСК - 50%, йонами важких металів – 80-90%, зменшити об'єми очисних споруд, забезпечити ефективне подальше біологічне очищення з використанням анаеробно-аеробної технології.

Використання рекомендованих нових технологій попереднього очищення стічних вод дозволить збільшити ефективність очищення за завислими і колоїдно-розчиненими речовинами, застосовуючи елементи, традиційно присутні в будь-якій системі водовідведення - напірні трубопроводи. Нескладна модернізація їх шляхом влаштування повітряних ежекторів і рециркуляції надлишкового активного мулу дасть можливість покращити роботу споруд біологічного очищення стічних вод з найменшими витратами коштів.

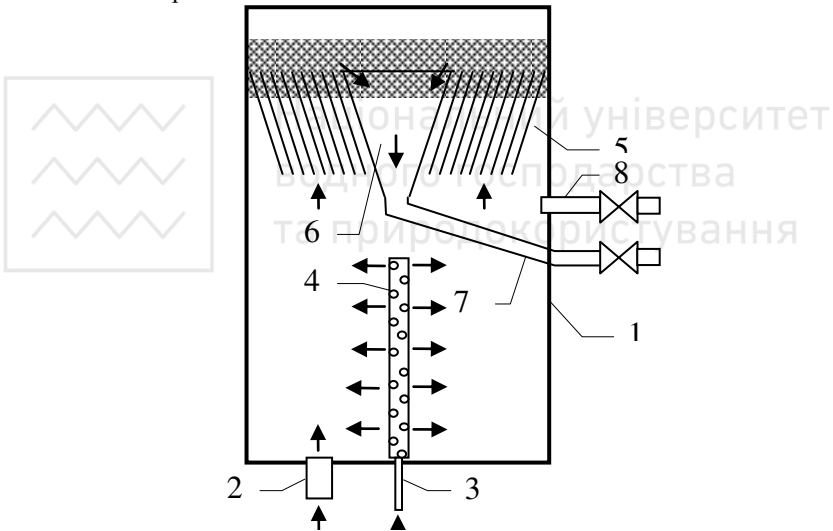


Рис. 5.14. Схема флотажної камери:

- 1 – корпус; 2 – подача стічних вод;
- 3 – підведення рециркуляційної води, насиченої повітрям;
- 4 – перфорована труба; 5 – тонкошаровий модуль;
- 6 – збірник флотошламу; 7 – труба для видалення флотажного шламу; 8 – відведення очищеної води



5.8. Умови застосування методу електрокоагуляції-флотації для попереднього фізико-хімічного очищення висококонцентрованих стічних вод

На підставі проведених експериментальних досліджень розроблено технологію фізико-хімічного очищення виробничих стічних вод молокозаводу (рис. 5.15), в якій електрокоагуляція-флотація здійснюється у вертикальному апараті.

Виробничі стічні води спочатку проходять механічне очищення та усереднювач, після чого їх направляють в електрокоагулятор-флотатор, в якому в нижній частині розташовано електрохімічну камеру, а співвісно над нею – камеру флотації. Таке розташування забезпечує висхідний потік електроліту через електродну систему з переходом йонів металу аноду в рідину й утворенням гідроксиду металу, який коагулює частинки домішок, а газ, що виділяється на електродах, флотує утворені агрегати.

При анодному розчиненні металу в забруднених органічними речовинами стічних водах молокозаводу електроди працюють в складних умовах у зв'язку з пасивацією та адсорбцією на них речовин, що містяться у стічній воді.

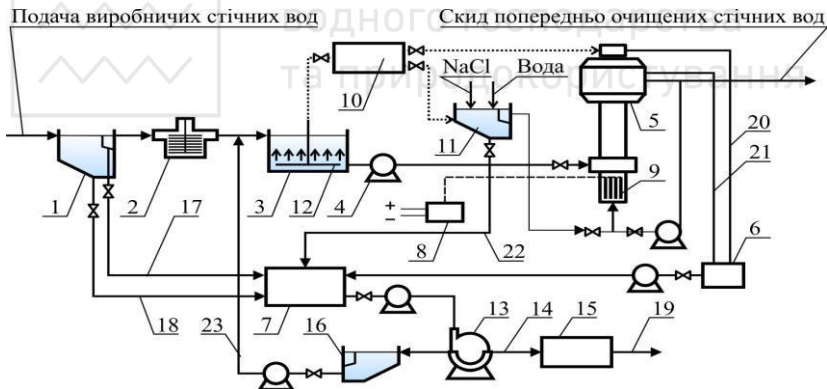


Рис. 5.15. Технологічна схема попереднього очищення стічних вод молокозаводу:

- 1 – жироловка; 2 – решітки-дробарки; 3 – усереднювач; 4 – машинне відділення насосної станції; 5 – електрокоагулятор-флотатор; 6 – піногасник; 7 – резервуар осаду; 8 – випрямляч постійного струму; 9 – система електродів; 10 – повітродувна станція; 11 – реагентне господарство; 12 – подача повітря в усереднювач; 13 – вакуум-фільтр; 14 – зневоднений осад; 15 – резервуар кеку; 16 – резервуар-накопичувач мулової води; 17 – відведення жиромаси; 18 – подача осаду з жироловки; 19 – кек на вивезення; 20 – відведення пінного продукту; 21 – подача шламу; 22 – скид осаду з реагентного господарства; 23 – подача мулової води



Ці процеси супроводжуються підвищенням електричного опору, а отже підвищенням витрат електроенергії на очищення стічної води. Введення стічної води в установку електрокоагуляції-флотації після електродної камери, змішування з електролітом, що містить електрогенерований коагулянт після обробки в електродній камері, дозволяє зменшити указані витрати [297]. В якості електроліту використано очищену від домішок воду з додаванням $NaCl$ з концентрацією $100-300 \text{ мг/дм}^3$ для зменшення пасивації електродів і збільшення електропровідності розчину. Це дозволяє збільшити ефективність використання електродів, оскільки відсутній безпосередній їх контакт з колоїдно-дисперсною системою, і знизити витрату електроенергії.

При встановлених на підставі експериментальних досліджень технологічних параметрах процесу електрокоагуляції-флотації при очищенні стічних вод молокозаводу за розробленою технологією (табл. 5.15) витрата електроенергії становить $1-2 \text{ кВт}\cdot\text{год/м}^3$.

Попереднє очищення стічних вод за розробленою технологією дозволяє ефективно очистити стічну воду від завислих і колоїдних частинок, здійснити деструкцію високомолекулярних органічних речовин до більш простих сполук, що легко розкладаються гідробіонтами споруд подальшого біологічного очищення.

Таблиця 5.15

Рекомендовані параметри очищення стічних вод молокозаводу методом електрокоагуляції-флотації

Параметр	Величина
Густина струму, А/м^2	40-60
Витрата струму, $\text{А}\cdot\text{год/м}^3$	100-150
Витрата електроенергії, $\text{кВт}\cdot\text{год/м}^3$	1,0-2,0
Витрата металу електродів, г/м^3	40-70
Тривалість перебування стічних вод:	
- у камері електрокоагуляції, хв.	5-7
- у камері флотації, хв.	30-40

Ефекти очищення стічних вод від завислих речовин становлять понад 96-98% при початкових концентраціях $50-90 \text{ г/м}^3$, від органічних речовин за ХСК – 80-86% при початкових ХСК $1200-1500 \text{ г/м}^3$ [298].



5.9. Визначення раціональних умов застосування біофільтрування для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод молокозаводів

На підставі експериментальних досліджень з біофільтрування стічних вод молокозаводів, розроблено і запатентовано технологію біологічного очищення стічних вод (рис. 5.16) [33, 34, 309-311], впроваджену у проекті очисних споруд молокопереробного підприємства «Радивилівмолоко» (Рівненської області). Технологія включає блок механічного очищення (1), де відбувається затримання та вилучення важких мінеральних частинок, крупних відходів та жирів. Усереднювач (2) дає можливість вирівнювати значення показників забруднення (рН, ХСК, БСК та ін.) і витрату стоків. Окрім того, завдяки тривалій аерації (понад 8 год.) за рахунок процесів біосорбції та біофлокуляції БСК стічних вод зменшується на 10-25%, значна частина розчинених органічних сполук переходить у нерозчинну форму, а стічні води насичуються киснем перед подачею на затоплений біофільтр.

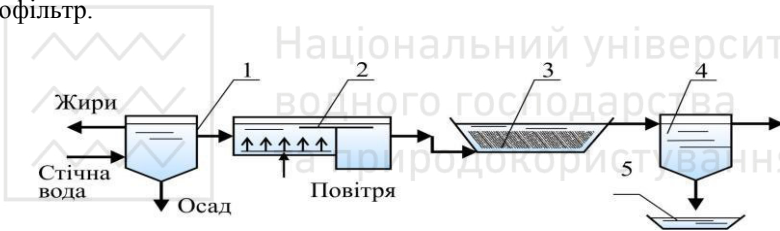


Рис. 5.16. Технологічна схема біологічного очищення стічних вод молокозаводів:

- 1 – блок механічного очищення; 2 – усереднювач; 3 – затоплений біофільтр;
4 – вторинний відстійник; 5 – майданчик для підсушування осаду

Біологічне очищення стічних вод відбувається в затопленому біофільтрі в декілька етапів. Потрапляючи у нижні шари завантаження через розподільну систему, прокладену вздовж днища споруди, стічні води поступово просочуються у верхні шари. Тут переважають сорбційно-окиснювальні процеси, які здійснюють бактерії біоплівки завантаження. У завантаженні затримується переважна кількість завислих речовин, а також відмерла біоплівка й активний мул (у випадку включення затопленого біофільтра у двоступеневі схеми біологічного очищення після біофільтрів чи аеротенків). У верхніх шарах завантаження культивують трубковиків, які активно споживають завислі речовини органічного характеру, продукти життєдіяльності мікроорганізмів. Окрім того, вони здійснюють



регулювання росту біомаси хижаків першого порядку та продуцентів (водоростей, грибів і бактерій) біоценозу, завдяки чому значною мірою зменшується кількість осадів. У той же час надлишкова маса черв'яків може бути легко вилучена із споруди і реалізована як поживний корм у промисловому та декоративному рибористві або птахівництві.

Влаштування надфільтрового шару води дає змогу культивувати у споруді вищу водну рослинність, що дозволяє довести очищені стічні води до високих показників якості. За сприятливих умов у надфільтровому шарі води можливе культивування ракоподібних (циклопів та дафній), які, фільтруючи воду, вилучають дрібні завислі органічні та мінеральні частинки, бактерій та водорості, чим сприяють її проясненню. Таким чином, у споруді створюється просторова сукцесія водних організмів [133], що дозволяє ефективно очищати стічну воду.

У біофільтрі (3) відбувається вилучення та окиснення затриманих органічних сполук. Відмерлу біоплівку та частинки мулу, що виносяться із затопленого біофільтра, затримують у вторинних відстійниках (4). У разі необхідності доочищення стічних вод після відстійника влаштовують біоставки з природною аерацією. Для підсушування утворених осадів використовують мулові майданчики (5). Осад можна використовувати як добриво у сільському господарстві.

Таблиця 5.16

Параметри очисних споруд рекомендованої біотехнології

Параметри	Одиниці виміру	Повне очищення	Неповне очищення
Висота фільтруючого завантаження	м	0,5-0,6	0,5-0,6
Висота каркасу	м	0,15-0,2	0,15-0,2
Висота надфільтрового шару	м	0,4-0,5	0,3-0,5
Навантаження за БСК	кг БСК/(м ³ ·добу)	0,5-1,2	до 4
Гідравлічне навантаження	м ³ /(м ² ·добу)	0,6-2	2-4
Тривалість усереднення	год.	8-12	6-12
Приріст біомаси	г/г БСК	0,01-0,02	0,02-0,04
Біоценоз споруди	-	Бактерії, найпростіші, тубіфіциди, ракоподібні, вищі водні рослини	Бактерії, найпростіші, тубіфіциди
Ефективність очищення за БСК	%	92-97	60-80
Окисна потужність	кг БСК/(м ³ ·добу)	0,5-1,2	0,8-2,4
Матеріал завантаження	-	керамзит, шлаки, шунгізит, гравій	керамзит, шлаки, шунгізит, гравій



Розроблена біотехнологія, параметри очисних споруд якої наведено в табл. 5.16, дозволяє спростити апаратне оформлення процесу біологічного очищення, значно зменшити кількості осадів, за рахунок прямого режиму знизити енерговитрати.

Перспективність використання такої біотехнології для очищення стічних вод підприємств харчової промисловості, що розташовані у невеликих населених пунктах, безсумнівно, адже розроблена технологія є надійною, маловідходною, екологічно чистою та доцільною з економічної точки зору.

Недоліком розробленої біотехнології є необхідність у регулюванні чисельності трубоквків для створення балансу між гідробіонтами очисної споруди, що вимагає постійного нагляду та ретельних фізико-хімічних та гідробіологічних аналізів стічної води на всіх стадіях очищення.

5.10. Розробка параметрів та меж застосування технології багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод з використанням іммобілізованих мікроорганізмів

На підставі проведених досліджень процесів біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод (молокозаводів, солодових заводів, шкіряних заводів та ін.) в експериментальних та виробничих умовах (додаток К) на установках, що включали п'ять послідовних ступенів біореакторів, які працювали в різних кисневих умовах: від анаеробних (перші два ступеня), аноксидних (наступні два ступеня) до аеробних (на останньому ступені) і були устатковані носіями ВІЯ для іммобілізації мікроорганізмів, розроблено нову багатоступеневу технологію анаеробно-аеробного очищення стічних вод (рис. 5.17) [312-314].

Перед подачею на біореактори стічні води промислового підприємства повинні пройти попереднє очищення. Спочатку необхідне механічне очищення на решітках, ситах, волокноуловлювачах, шерстежироуловлювачах та інших пристроях для видалення грубодисперсних домішок, які перешкоджають експлуатації трубопроводів, арматури, насосів, засмічують отвори перфорацій в рециркуляційних трубопроводах та створюють інші проблеми.

При очищенні стічних вод, наприклад молокозаводу, перед подачею на біореактори потоків, які містять високі концентрації жирів (понад 100 мг/дм³), з цехів і заводів, які виробляють високожирну продукцію (масло, вершки, сметану), потрібно влаштовувати жировловлювачі.

Наступним етапом попередньої підготовки висококонцентрованих стічних вод повинна бути фізико-хімічна обробка з використанням



флотаційних методів, після якої стічні води спрямовують на споруди біологічного очищення, які працюють по принципу «біоконвеєра». Спочатку надходять в анаеробний біореактор I ступеня, обладнаний носіями ВІА з іммобілізованими мікроорганізмами, де за безкисневих умов відбувається деструкція органічних речовин з допомогою мікроорганізмів-гетеротрофів.

З метою інтенсифікації біохімічних процесів в анаеробному біореакторі запропоновано влаштування волокнистого носія в газовому середовищі споруди для збільшення поверхні контакту між мікроорганізмами і стічною водою, якою зрошують носій [312].

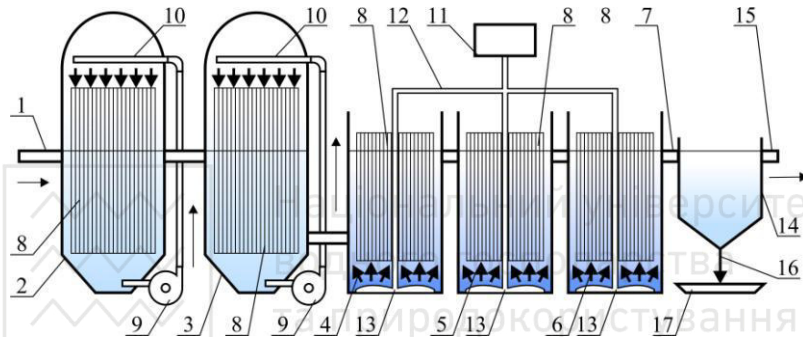


Рис. 5.17. Технологія багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод:

- 1 – подача стічних вод; 2,3 – анаеробні біореактори відповідно I і II ступенів; 4,5 – аноксидні біореактори відповідно I і II ступенів; 6 – аеробний біореактор; 7 – відведення стічних вод з аеробного біореактора; 8 – волокнистий носій; 9 – циркуляційний насос; 10 – дірчастий трубопровід рециркуляційної води; 11 – повітродувна станція; 12 – повітропроводи; 13 – аератори; 14 – вторинний відстійник; 15 – трубопровід відведення очищеної води; 16 – відведення осаду; 17 – мулові майданчики

Анаеробні споруди обладнано системами: рециркуляції для рівномірного розподілу стічної води (можливе встановлення пропелерних мішалок); збору і видалення утворених газів; аноксидні та аеробні - системою дрібнобульбашкової аерації з регулюванням концентрації розчиненого повітря в аноксидних – до $0,2 \text{ мг/дм}^3$, аеробних – $1,5-2 \text{ мг/дм}^3$. Для зневоднення осаду, що відводиться із вторинних відстійників передбачаються фільтр-преси, фільтраційні мішки тощо.

Для покращення масообміну між стічною водою та іммобілізованими на поверхні носіїв мікроорганізмами, а також для зрошення поверхні



носіїв, розташованих у газовій фазі споруди, влаштовано циркуляційний насос з рециркуляційним трубопроводом, по якому подається вода з цієї ж споруди і через перфорований трубопровід зрошується поверхня носіїв (можливе встановлення пропелерних мішалок).

Далі стічна вода самопливно поступає в анаеробний біореактор II ступеня, теж устаткований носіями з іммобілізованими мікроорганізмами. Ця споруда також обладнана циркуляційним насосом і трубопроводом з отворами для зрошування носіїв в газовій фазі. В цьому біореакторі за безкисневих умов бактерії-гетеротрофи розкладають продукти деструкції органічних речовин, які утворились на I ступені.

Анаеробні біореактори устатковуються системою збору і видалення утворених газів.

Після анаеробного біореактора II ступеня стічна вода надходить в аноксидні біореактори спочатку I ступеня, а потім II, які також устатковані носіями з іммобілізованими мікроорганізмами. Для створення аноксидних умов і для масообміну на дні споруд влаштовано аератори для дрібнобульбашкової аерації (наприклад, пластинчасті), які забезпечують концентрацію розчиненого повітря до $0,2 \text{ мг/дм}^3$. В аноксидному біореакторі I ступеня відбувається розкладання низькомолекулярних органічних речовин, що утворились після анаеробного процесу, окиснення сполук амонію, анамокс-процес та ін. під дією гетеротрофних і автотрофних бактерій. Процеси відбуваються на поверхні носіїв, в товщі біообростань, а також за участю вільноплаваючих організмів.

У другому аноксидному біореакторі відбувається окиснення органічних речовин, сполук азоту, які містяться в стічній воді на виході з аноксидного біореактора I ступеня, в товщі біообростань – денітрифікація та інші процеси.

Після аноксидного біореактора II ступеня стічна вода поступає в аеробний біореактор, обладнаний носіями з іммобілізованими мікроорганізмами.

З метою інтенсифікації біологічного очищення стічних вод з використанням іммобілізованих на волокнистому носії мікроорганізмів запропоновано нове технологічне рішення, яке полягає у влаштуванні системи аерації на дні споруди паралельно встановленим плоским каркасам з носієм (в плані) і перпендикулярно напрямку руху стічних вод (наприклад, в коридорі аеротенка) [313]. Таке розміщення аераторів дозволяє аерувати носій з усіх сторін та по всій площі касети, ефективно перемішувати стічні води та забезпечує достатню кількість кисню для життєдіяльності мікроорганізмів, іммобілізованих на носії. При руху повітря вздовж поверхні касет створюється прилегливий шар із ламінарною течією, що дозволяє мікроорганізмам максимально ефективно



захоплювати бульбашки повітря і ефективно окиснювати забруднення стічних вод.

Для аеробних біореакторів приймається дрібнобульбашкова система аерації. Концентрація повітря в цих спорудах – не менше 2 мг/дм^3 . Під дією бактерій-гетеротрофів відбувається окиснення органічних речовин, а бактерій-автотрофів – окиснення сполук амонію, які залишились у воді після аноксидного біореактора II ступеня. В товщі біообростань відбувається анамокс-процес.

Очищена стічна вода після споруд біологічного очищення поступає у вторинні відстійники, в яких видаляються частинки біообростань і вільно-плаваючого мулу, що виносяться з аеробного біореактора. Освітлену воду можна відводити у водойму. Осад з високим ступенем мінералізації можливо зневоднювати на фільтр-пресах, фільтраційних мішках тощо, видаляти на мулові майданчики для підсушування та утилізувати, наприклад, в якості органімінерального добрива.

Слід відзначити, що споруди біологічного очищення можна виконувати як в модульному варіанті (в окремих ємкостях) (див. рис. 5.17), так і в зблокованому в одній споруді шляхом влаштування неповних перегородок для розділення аноксидних та аеробних зон і відповідно розміщених аераторів. Останній варіант може бути використаний при переобладнанні діючих аеротенків, циркуляційних окиснювальних каналів тощо в споруди запропонованої біотехнології.

Порівняння технічних характеристик очисних споруд за розробленою технологією анаеробно-аеробного очищення з використанням іммобілізованих мікроорганізмів і традиційною в аеротенках продовженої аерації (базовий варіант) на прикладі молокозаводу з витратою стічних вод $100 \text{ м}^3/\text{добу}$ показало, що витрата повітря в розробленій технології майже в 25 разів менша, ніж в традиційній, витрата осаду, що утворюється в процесі очищення стічних вод в 23 рази менша, а отже і необхідна площа мулових майданчиків в 7 разів менша за умови, що в базовому варіанті додатково використано мулоуцільнювач.

Розрахунок економічних показників показав, що за приведеними витратами економічно вигідною є розроблена біотехнологія, використання якої дозволить одержати економічний ефект 1 млн 445 тис. грн на рік, порівняно із традиційною технологією біологічного очищення стічних вод.



5.10.1. Розробка технологічних рішень і впровадження анаеробно-аеробної технології на каналізаційних очисних спорудах м. Сімферополя

Технологію багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення стічних вод з використанням іммобілізованих мікроорганізмів впроваджено на каналізаційних очисних спорудах м. Сімферополя. Міські каналізаційні очисні споруди знаходяться в селі Укромне, в склад їх входять споруди повного біологічного очищення стічних вод з використанням аеротенків. Впровадження розробленої біотехнології полягало у влаштуванні в аеротенках носіїв іммобілізованих мікроорганізмів типу ВІА, виготовлених з капронових джгутових ниток, закріплених на каркасах, за допомогою яких аеротенк по довжині коридору розділено на секції з різними кисневими умовами у наступній послідовності: анаеробна, аноксидна та аеробна. В таких умовах на носіях ВІА нарощено біомасу мікроорганізмів, які здійснюють очищення стічних вод при послідовному протіканні їх через секції. Отже, на стадії біологічного очищення стічних вод застосовано прямоточну систему очищення за допомогою іммобілізованих мікроорганізмів. Відокремлення частинок біообростань і вільноплаваючого мулу від води відбувається у вторинних відстійниках. Осад з вторинного відстійника з високим ступенем мінералізації (до 50%) видаляють на мулові майданчики для підсушування і утилізують. Освітлена вода відводиться в річку Салгир.

В результаті впровадження технології багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення стічних вод з використанням іммобілізованих мікроорганізмів одержано високу ефективність очищення стічних вод: від органічних забруднень за ХСК – на 94-97%, від азоту амонійного – на 95-97%, від завислих речовин – на 95-98%; економію електроенергії в 1,5-2 рази порівняно з старою технологією; малий приріст мулу (менше на 30%) внаслідок створення технологічних умов для реалізації біоконвеєра, утворення в гідробіоценозах біореакторів трофічних ланцюгів гідробіонтів за принципом «хижак-жертва» і виїдання надлишкової біомаси.

5.10.2. Розробка і використання технологічних рішень комплексного очищення висококонцентрованих стічних вод шкіряного заводу «Світ шкіри»

На очисних спорудах шкіряного заводу «Світ шкіри» (м. Болехів Івано-Франківської області), що виробляє хромові шкіри, здійснено реконструкцію очисних споруд продуктивністю 100 м³/добу, в склад яких входять: усереднювач-відстійник, станція висадки хрому (III), первинні



відстійники (два ступеня), усереднювачі, двоступеневі аеротенки: I ступінь – витиснювач з регенератором, II ступінь – змішувачі, вторинний відстійник.

Впровадження технології анаеробно-аеробного очищення стічних вод полягало в наступному.

В діючому регенераторі створено анаеробний ступінь, в якому для перемішування встановлено пропелерну мішалку і для іммобілізації мікроорганізмів – носії типу ВІЯ. В аеротенку-витиснювачі I ступеня та аеротенках-змішувачах II ступеня влаштовано носії типу ВІЯ. Таким чином впроваджено прямооточну анаеробно-аеробну систему очищення води за допомогою іммобілізованих мікроорганізмів.

В результаті очищення стічних вод шкіряного заводу за впровадженою технологією досягнуто високої ефективності: за ХСК – 94-95% при початковому 5000 мг/дм^3 ; за концентрацією азоту амонійного – 96-98%; за концентрацією завислих речовин – 93-95% за рахунок використання анаеробно-аеробного процесу очищення, збільшення концентрації біомаси в спорудах – до 25 г/дм^3 при використанні іммобілізованих мікроорганізмів, що дозволило збільшити окисну потужність біологічних очисних споруд, як в анаеробній стадії, так і в аеробній, створення умов в біореакторах для роботи біоконвеєра і зменшення об'ємів утворених осадів.

Слід відмітити, що до реконструкції очисних споруд для активного мулу було характерне явище спухання внаслідок розвитку нитчастих бактерій і, як наслідок, погане муловідокремлення у вторинному відстійнику. Після реконструкції на аноксидних та аеробному ступенях очищення спухання мулу не спостерігається: нитчасті бактерії добре закріплюються на волокнах ВІЯ і не потрапляють у вторинні відстійники. Це дозволяє значно збільшити концентрацію іммобілізованої біомаси і забезпечує більш високу якість очищеної води порівняно із старою технологією.

5.10.3. Розробка технологічних режимів та конструктивних рішень використання комплексної технології на очисних спорудах лікарні відновного лікування МВС України м. Києва

На очисних спорудах лікарні відновного лікування МВС України м. Києва впроваджено комплексну технологію попередньої обробки та біологічного очищення стічних вод в біоконвеєрній багатоступеневій проточній системі біореакторів з іммобілізованими на волокнистих носіях ВІЯ гідробіонтами. Очисні споруди продуктивністю $70 \text{ м}^3/\text{добу}$ призначені



для повного біологічного очищення господарсько-фекальних стічних вод лікарні з використанням біофільтрів.

На першому етапі стічні води проходять механічне очищення на решітках і піскоуловлювачах, після чого надходять на первинні відстійники для видалення завислих речовин.

Реконструкція очисних споруд полягала в заміні біофільтрів на біореактори циліндричної форми діаметром 2,2 м, висота води – 2,5 м, обладнані системою аерації та волокнистими носіями ВІА. Всього встановлено 18 циліндричних баків, в яких було здійснено біологічне очищення стічних вод (12 послідовних резервуарів - біореактори), вторинне відстоювання, аеробна стабілізація осаду (додаток Л, рис. 1).

В умовах безперервної подачі стічної води, інтенсивної подачі кисню на носіях ВІА нарощено біомасу мікроорганізмів, які здійснюють очищення стічних вод в біореакторі кожного ступеня при послідовному протіканні стічної води через біореактори. Отже, впроваджено багатоступеневу проточну систему очищення стічної води за допомогою іммобілізованих мікроорганізмів і створено умови для реалізації біоконвеєра.

В біореакторах за участю бактерій і кисню відбувається розкладення органічних речовин, що містяться в стічній воді, окиснення сполук амонію, анамокс-процес під дією гетеротрофних і автотрофних бактерій. Процеси відбуваються на поверхні носіїв, в товщі біообростань, а також за участю вільноплаваючих організмів.

Відокремлення винесених з біореакторів частинок мулу відбувається у вторинних відстійниках. Осад з вторинних відстійників з високим ступенем мінералізації (до 50%) зневоднюється у фільтраційних мішках і вивозиться двічі на місяць – використовується на добриво. Освітлену воду з високим ступенем очищення від органічних речовин (показник ХСК близько 30 мг/дм³), завислих речовин, азоту амонійного та інших забруднень, відводять у ставки, в яких успішно розводять рибу (товстолобик тощо) і які прикрашають ландшафт території зони відпочинку лікарні (додаток Л, рис. 2).

5.10.4. Дослідження технологічних режимів роботи очисних споруд за комплексною технологією очищення висококонцентрованих стічних вод солодового заводу в м. Славута

На очисних спорудах Славутського солодового заводу проведено дослідження попереднього фізико-хімічного та біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод заводу. Для біологічної обробки використано проточну систему анаеробно-аеробних біореакторів з



імобілізованими на носіях ВІЯ мікроорганізмами [312], проведено серію досліджень на експериментально-виробничій установці [19], розроблено рекомендації щодо реконструкції очисних споруд, які передано підприємству, і впроваджено технологію багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих промислових стічних вод з використанням імобілізованих мікроорганізмів.

Добова витрата стічних вод солодового заводу становить 2700 м³. Очисні споруди складаються з пісковловлювачів, усереднювача, первинних відстійників, аеротенків I ступеня (змішувачі), вторинних відстійників, аеротенків II ступеня, третинних відстійників, фільтрів.

Основні проблеми роботи очисних споруд – недостатня якість очищеної води за концентрацією завислих та органічних речовин, сполук азоту, фосфору; піноутворення в аераційних спорудах; недостатня концентрація розчиненого кисню в аеротенку I ступеня (0,5 мг/дм³); низька концентрація активного мулу в аеротенках – 0,5 г/дм³, що за високих ХСК – 1700-2100 мг/дм³ призводить до зменшення окисної потужності і погіршення якості очищеної води; спухання мулу (додаток Ж) – муловий індекс досягав 280 см³/г, що призводило до вторинного забруднення води – концентрація азоту амонійного на виході з очисних споруд зростала до 15 мг/дм³ (на вході – 9,5 мг/дм³), вносу мулу з третинних відстійників, необхідності частої промивки фільтрів (6 разів на добу). Внаслідок повернення промивної води в усереднювач, а також повернення рециркуляційних потоків активного мулу в аеротенки в системі біологічного очищення зберігались нитчасті бактерії (мікрофотознімки в додатку Ж).

Проведено дослідження на експериментально-виробничій установці (за технологією див. рис. 5.18), яка складалась з 5 послідовно з'єднаних біореакторів: двох анаеробних I та II ступенів з рециркуляційними насосами і трубками з перфорацією для зрошування носіїв, двох аноксидних теж I та II ступенів та одного аеробного, які влаштовано у пластмасових баках ємністю 50 дм³ (табл. 5.17). В аноксидних і аеробному біореакторах влаштовано повітряні трубки з отворами для аерування води. В усіх біореакторах установлено носії ВІЯ для імобілізації мікроорганізмів.

Установку розміщено між первинними відстійниками та аеротенками I ступеня діючих очисних споруд солодового заводу.

Забір стічної води здійснювали з лотка після вторинних відстійників за допомогою заглибленого у воду насоса, який перекачував стічну воду у бак-дозатор ємністю 20 дм³, розташований вище біореакторів.



**Конструктивні та технологічні параметри
експериментально-виробничої установки**

Найменування	Анаеробний біореактор I ступеня	Анаеробний біореактор II ступеня	Аноксидний біореактор I ступеня	Аноксидний біореактор II ступеня	Аеробний біореактор
Об'єм бака, дм ³	50	50	50	50	50
Об'єм води, дм ³	40	40	40	40	40
Висота носіїв, м	0,47	0,47	0,36	0,36	0,36
Маса носіїв, г	400	400	280	280	280
Діаметр волокна носія, мм	3	3	3	3	3
Питома активна поверхня носіїв, м ² /м ³	4000	4000	1500	500	400
Витрата стічної води, дм ³ /добу	120-250	120-250	120-250	120-250	120-250
ХСК на вході, мг/дм ³	1651	743	297	134	54
ХСК на виході, мг/дм ³	743	297	134	54	19
Ефект очищення за ХСК, %	55,0	60	54,9	59,7	64,8
Концентрація завислих речовин, мг/дм ³ , на вході	938	-	50	-	42
на виході	-	50	-	42	14
Ефект очищення за завислими речовинами, %	-	94,7	-	16	66,7
Концентрація амонійного азоту, мг/дм ³ , на вході	14,16	-	24,72	-	5,52
на виході	-	24,72*	-	5,52	0
Ефект очищення за амонійним азотом, %	-	-	-	77,7	100
Окисна потужність, г/(м ³ ·добу)	6200	3400	800	400	100
Витрата повітря, м ³ /м ³	-	-	5,12	3,05	4,42

* - збільшення концентрації амонійного азоту на виході з анаеробного біореактора II ступеня можна пояснити розкладенням білків в анаеробних умовах з виділенням амонійного азоту.



З бака-дозатора стічна вода самопливом надходила в анаеробний біореактор I ступеня, з якого теж самопливом послідовно проходила через всі наступні біореактори (див. рис. 5.17) і витікала в той самий лоток (фактично установка була розміщена паралельно лотку, що з'єднує первинні відстійники з аеротенками I ступеня діючих очисних споруд) (фото установки – додаток К).

Для забезпечення роботи насосів: на вході в експериментальну установку та рециркуляційних (в анаеробних біореакторах I та II), було здійснено підведення електроенергії від щитка на камерах рециркуляції активного мулу.

В аноксидні I та II аеробний біореактори було підведено повітря від повітропроводу аеротенків.

Для нарощування біомаси на носіях установлено ВІІ спочатку в діючих спорудах очисної станції: носії для анаеробних біореакторів установлено у камеру збору зворотного мулу після вторинних відстійників; для аноксидних і аеробного – в регенератор аеротенка. Через місяць спостерігали значне обростання ВІІ, розташованих в діючих очисних спорудах. Тоді носії дістали з указаних споруд і установили в біореакторах експериментальної установки. Після цього здійснено запуск установки і відлагодження режиму роботи: включення насосів (подаючого та двох рециркуляційних в анаеробних біореакторах), коректування витрати стічних вод через установку та витрат повітря в аноксидних та аеробному біореакторах.

На експериментально-виробничій установці одержано високі показники очищення стічної води: ефективність за ХСК становила 96-98,8%, за завислими речовинами – 98,5-99%, за амонійним азотом – 98-100%; концентрації в очищеній воді: ХСК – 19-66 мг/дм³ (норма 84,59 мг/дм³), азоту амонійного 0-0,49 мг/дм³ (норма 1,14 мг/дм³), нітритів - 0,03 мг/дм³ (норма 0,08 мг/дм³), нітратів – 15,8 мг/дм³ (норма 40 мг/дм³).

Використання запропонованої і впровадженої біотехнології дозволить здійснити ефективне видалення органічних речовин вже на перших ступенях обробки висококонцентрованих стічних вод – в анаеробних умовах (75-82%) з меншим приростом мулу порівняно з аеробним процесом, зменшити витрати повітря, а відтак і електроенергії.

На підставі результатів проведених виробничих досліджень, враховуючи недоліки роботи очисних споруд солодового заводу, розроблено і передано підприємству рекомендації щодо реконструкції очисних споруд Славутського солодового заводу за новою біотехнологією.

На підставі проведених досліджень розроблено методику розрахунку споруд анаеробно-аеробної технології, в основу якої покладено окисну потужність анаеробних, аноксидних та аеробних біореакторів і яку



використано для визначення об'ємів і розмірів секцій аеротенків з різними кисневими умовами при розробці рекомендацій.

Згідно з розробленою методикою, об'єм біореактора потрібно визначати за формулою:

$$W_i = \frac{L_{en} - L_i}{OП_i} \cdot Q_{\max \text{ год}} \cdot 24, \text{ м}^3, \quad (5.3)$$

де L_{en} – концентрація органічних речовин за ХСК в стічній воді, що поступає в біореактор, мг/дм³; L_i – концентрація органічних речовин за ХСК в стічній воді на виході з біореактора, мг/дм³; $OП_i$ – окисна потужність біореактора, г/(м³·добу), визначена в результаті досліджень на експериментальній установці при очищенні стічних вод солодового заводу (див. табл. 5.17); $Q_{\max \text{ год}}$ – максимальна годинна витрата стічних вод, м³/год.

Технологію анаеробно-аеробного очищення було впроваджено в аеротенку I ступеня шляхом встановлення по довжині коридорів касет з носіями ВІЯ для іммобілізації мікроорганізмів та влаштування різних кисневих умов. В трикоридорному аеротенку I коридор використовувався як регенератор, II та III – аеротенки. Отже, в регенераторі влаштовано анаеробні умови, в аеротенках залишено діючу систему аерації і влаштовано аноксидні та аеробний біореактори.

В результаті впровадження технології багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення стічних вод на очисних спорудах солодового заводу забезпечено високу ефективність очищення стічних вод. Спостерігається відсутність явища спухання мулу, нитчасті бактерії прикріплюються до носіїв ВІЯ і не виносяться в наступні споруди.

Завдяки утворенню в спорудах біоконвеєра, який складають гідробіонти від бактерій і найпростіших до коловерток і черв'яків, відбувається як ефективне очищення висококонцентрованих за органічною речовиною стічних вод, так і зменшення приросту біомаси (до 30%), яка продукується на носіях ВІЯ, і її мінералізація (до 50%), а це, в свою чергу, призводить до зменшення витрат коштів на обробку та утилізацію осадів. Осади після зневоднення можна використовувати в якості добрива.

Впроваджена на очисних спорудах солодового заводу біотехнологія здійснює незначні впливи на довкілля: мала кількість вносу мулу на виході з споруд – 10-15 мг/дм³, відсутність аерозольних викидів, шумів, негативних естетичних вражень.

В результаті реконструкції очисних споруд зменшилися витрати електроенергії на процес очищення, розміри, об'єми споруд, об'єми осадів (до 30%), очищені стічні води отримали показники якості, що відповідають нормам скиду у річку Горинь.



Висновки

1. На підставі експериментально-виробничих і виробничих досліджень, проведених на очисних спорудах промислових підприємств України, Росії: шкіряних заводів, хутряних, суконних, трикотажних фабрик, молокозаводів, солодових заводів, розроблено технології фізико-хімічного очищення стічних вод методами флоатації, електрофлоатації, електрокоагуляції-флоатації і рекомендації на проектування та будівництво очисних споруд попередньої обробки перед відведенням стічних вод на біологічне очищення.

2. Використання технології багатоступеневого флоатаційного очищення стічних вод, що утворюються на шкіряних заводах, із підвищеним вмістом СПАР дозволяє ефективно видаляти завислі речовини – на 87%, шерсть – на 100%, СПАР – на 90% та інші токсичні забруднення. В процесі очищення органічні забруднення за БСК₅ видаляються на 66,7% (початкова концентрація 1500 мг/дм³) завдяки деструкції активним мулом, утворюючи разом із іншими видаленими забрудненнями велику кількість осадів, які потрібно обробляти та утилізувати.

3. Використання в технологіях попереднього очищення стічних вод шкіряних заводів, наприклад, зольних, реагентних методів у поєднанні з флоатаційними методами призводить до утворення великих об'ємів флоатаційних шламів, які характеризуються насиченістю газоповітряними бульбашками і великою кількістю жирів та СПАР, мають великий питомий опір фільтруванню (40×10^{-10} см/г) порівняно із осадом ($15,6 \times 10^{-10}$ см/г) і при зневодненні потребують обробки реагентами, що утруднює їх подальшу утилізацію.

4. Фізико-хімічне очищення стічних вод хутряних фабрик електрокоагуляцією-флоатацією порівняно із реагентним методом дозволяє одержати вищу ефективність очищення: за концентрацією завислих речовин – 88,5%, ХСК – 63,9%, хрому (VI) – 96,7% при початкових концентраціях відповідно, мг/дм³: 1985, 4300, 23, проте процес вимагає значних витрат струму – 300 А·год/м³, металу електродів – 300 мг/дм³, і утворені в результаті шлами і осадки містять великі кількості йонів важких металів, барвників, СПАР, утилізація яких створює проблему. При використанні технології двоступеневої флоатації: безнапірної та напірної, зменшуються витрати на очищення води, але не вирішується проблема відходів.

5. Аналіз складу стічних вод, що утворюються на трикотажних фабриках і містять високі концентрації органічних речовин за ХСК (1910 мг/дм³) порівняно з низьким БСК₅ (230 мг/дм³), СПАР (до 100 мг/дм³), барвників (до 80 мг/дм³), йонів важких металів (свинцю, цинку, міді,



заліза, хрому) та невелику концентрацію завислих речовин (до 250 мг/дм^3 – ворсинки, пух, волокнисті відходи), та дослідження флотаційного очищення таких стоків показали, що після механічного очищення доцільно застосувати на першому ступені електрофлотацію (густина струму $100\text{-}150 \text{ А/м}^2$, витрата струму – $200 \text{ А}\cdot\text{год/м}^3$, витрата електроенергії – $1,5\text{-}2 \text{ кВт/м}^3$), на другому – реагентну напірну флотацію тривалістю 30 хв., насичення води повітрям 1-2 хв. під тиском 2-2,5 атм і для доочищення – фільтрування на зернистих фільтрах (з пінополістирольним завантаженням) для досягнення необхідної якості очищеної води.

6. Використання реагентних методів з наступним флотаційним проясненням стічних вод суконних фабрик та інших підприємств легкої промисловості вимагає великих доз коагулянтів (наприклад, хлориду заліза – $350\text{-}400 \text{ мг/дм}^3$) і підлужування середовища (наприклад, вапном) для ефективного видалення барвників та інших забруднень. Проте, на підставі досліджень з біотестування визначено, що залишкові концентрації реагентів виявляють токсичну дію на гідробіонтів (дослідження на *Daphnia magna*) – вже при концентрації сульфату заліза 5 мг/дм^3 зафіксовано токсичність середовища, при якій за 6 діб гине 50% досліджених гідробіонтів, а при концентрації 20 мг/дм^3 – за 3 доби (сильна токсичність).

7. Розроблено технологію біологічного очищення стічних вод з флотаційним відокремленням активного мулу, що дозволяє збільшити концентрацію активного мулу в аеротенках за рахунок зменшення вологості утвореного шламу до 94-95% (осад з вторинних відстійників ~ 99,5%), зменшити тривалість процесу до 20-30 хв. (у вторинних відстійниках – 1,5-2 год.), об'єм флотаційного шламу в 10-12 разів порівняно із об'ємом осаду.

8. На підставі результатів проведених досліджень біокоагуляційно-флотації забруднень стічних вод промислових підприємств (барвників, йонів важких металів) розроблено і запатентовано технологію попереднього біологічного очищення стічних вод, в якій використано надлишковий активний мул концентрацією понад 300 мг/дм^3 , що подають із вторинного відстійника в споруду перед аеротенками, в якості якої застосовано флотаційний біокоагулятор, причому попередня аерація стічної води здійснюється в напірних трубопроводах за допомогою встановлення ежекторів, що дозволить збільшити ефект прояснення за завислими речовинами на 20-25% при одночасному зниженні БСК_{повн} на 20-25%.

9. Аналіз результатів досліджень на експериментальній установці дозволив розробити технологію попереднього очищення стічних вод молокозаводу, що включає механічне очищення, усереднення,



електрокоагуляцію-флотацію і забезпечує при густині струму 40-60 А/м², витраті струму 100-150 А·год/м³, витраті електроенергії 1-2 кВт·год/м³ ефекти очищення стічних вод від завислих речовин понад 96-98% при початкових концентраціях 50-90 мг/дм³, від органічних речовин за ХСК – 80-86% при початкових ХСК 1200-1500 мг/дм³.

10. Для біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод промислових підприємств харчової та легкої промисловостей, суміші попередньо очищених промислових і господарсько-фекальних стічних вод розроблено ефективну, маловідходну і маловитратну багатоступеневу анаеробно-аеробну технологію з використанням іммобілізованих мікроорганізмів, яку досліджено на лабораторних та дослідно-промисловій установах на очисних спорудах Славутського солодового заводу.

11. Використання в технології біореакторів, устаткованих носіями типу ВІА, забезпечує стабільність їх роботи - дозволяє витримувати великі коливання добових витрат, сезонну нерівномірність надходження стічних вод завдяки іммобілізації та утримувати мікроорганізмів на поверхні носіїв. Крім того, зменшується негативний вплив на процеси очищення коливання концентрацій забруднень стічних вод, в тому числі залпове надходження токсичних речовин, оскільки мікроорганізми заселяють носій як ззовні, так і в товщі волокон.

12. Використання запропонованої і впровадженої біотехнології дозволяє здійснити ефективне видалення органічних речовин на перших ступенях обробки висококонцентрованих стічних вод – в анаеробних умовах (75-82%) з меншим приростом мулу порівняно з аеробним процесом, зменшити витрати повітря, а відтак і електроенергії.

13. В аноксидних і аеробному біореакторах попереджується спухання вільноплаваючого активного мулу, що характерне для аеротенків при порушенні режиму їх роботи, адже нитчасті бактерії, які спричинюють це явище, добре закріплюються на волокнах ВІІ і не потрапляють у вторинні відстійники. Тим самим забезпечується висока якість очищеної води і збільшується концентрація іммобілізованої біомаси.

14. Впроваджена на очисних спорудах солодового заводу біотехнологія здійснює незначні впливи на довкілля: мала кількість виносу мулу на виході з споруд – 10-15 мг/дм³, відсутність аерозольних викидів, шумів, негативних естетичних вражень.

15. Завдяки утворенню в анаеробно-аеробних біореакторах, які працюють за проточною схемою, біоконвеєра, який складають гідробіонти від бактерій і найпростіших до коловороток і черв'яків, відбувається як ефективне очищення висококонцентрованих за органічною речовиною стічних вод, так і зменшення приросту біомаси (до 30%), яка продукується на носіях ВІА в біореакторах, і її мінералізація (до 50%), а це, в свою



чергу, призводить до зменшення витрат коштів на обробку та утилізацію осадів. Осади після зневоднення можна використовувати в якості добрива, як це здійснюється, наприклад, на реконструйованих за розробленою біотехнологією очисних спорудах лікарні відновного лікування МВС України м. Києва.

16. Розроблена біотехнологія забезпечує високу надійність якості очищення – відсутність проскоку за завислими речовинами, гарантію відповідності якості очищеної води установленим нормам скиду в річку. Концентрації забруднень в очищеній воді при впровадженні біотехнології на очисних спорудах солодового заводу не перевищували гранично-допустимі до скиду в річку: ХСК – 19-66 мг/дм³ (норма 84,59 мг/дм³), азоту амонійного 0-0,49 мг/дм³ (норма 1,14 мг/дм³), нітритів – 0,03 мг/дм³ (норма 0,08 мг/дм³), нітратів – 15,8 мг/дм³ (норма 40 мг/дм³).

17. Запропонована і розроблена методика розрахунку очисних споруд за окисною потужністю за ХСК, що дозволяє визначити конструктивні параметри анаеробних, аноксидних і аеробних біореакторів в залежності від концентрації органічних речовин на вході в біореактори, використана при розробці рекомендацій щодо реконструкції очисних споруд Славутського солодового заводу за технологією багатоступеневого анаеробно-аеробного очищення висококонцентрованих стічних вод з використанням іммобілізованих мікроорганізмів.

18. Розроблена комплексна технологія впроваджена в очисних спорудах Славутського солодового заводу; шкіряного заводу «Світ шкіри» м. Болехів Івано-Франківської області; молокопереробного підприємства «Радивилівмолоко» Рівненської області; каналізаційних очисних спорудах міста Сімферополя; селища Квасилів Рівненської області; на очисних спорудах ПРАТ АПК «Зоря» (с. Клевань Рівненської області); на очисних спорудах лікарні відновного лікування МВС України міста Києва.



ЗАГАЛЬНІ ВИСНОВКИ

В монографії вирішена важлива народногосподарська проблема очищення висококонцентрованих стічних вод, які характеризуються багато-компонентним складом і нерівномірністю надходження, шляхом встановлення раціональних умов і меж застосування фізико-хімічних методів перед використанням сучасних біологічних процесів, дослідження і впровадження технології комплексного очищення висококонцентрованих за органічними забрудненнями стічних вод.

1. За результатами досліджень біокоагуляції-флотації для попереднього видалення токсичних для мікроорганізмів біологічних очисних споруд забруднювачів стічних вод промислових підприємств (СПАР, барвників, йонів важких металів) встановлено раціональну концентрацію надлишкового активного мулу понад 300 мг/дм^3 , тривалість процесу – 20 хв. для досягнення ступеня видалення йонів важких металів – 80-90%, розроблено нову вдосконалену конструкцію флотаційної камери, пристроїв для збору та відведення шламу і методику розрахунку елементів технології.

2. Встановлено, що використання флотаційних методів (напірної флотації, електрокоагуляції-флотації) для попереднього фізико-хімічного очищення стічних вод промислових підприємств забезпечує високу ефективність очищення стічних вод від завислих речовин (90-98%) протягом досить короткого (20-30 хв.) часу їх перебування у флотаційних установках, трансформацію високомолекулярних речовин в біологічно доступні форми, зниження показників БСК і ХСК до величин, що допускаються на біологічне очищення.

3. Встановлено, що використання анаеробного процесу на перших стадіях біологічного очищення висококонцентрованих стічних вод дає змогу видалити основну кількість органічних забруднень (75-82%), зменшити витрати повітря на ~50%, порівняно із початковою аеробною стадією, приріст біомаси за сухою речовиною в 5-10 разів.

4. Запропоновано гідродинамічну модель біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами, яку можна представити у вигляді співвісних циліндрів з рухом води між ними. Розроблено математичні моделі розподілу швидкостей і температур. Напрацьовані моделі дають можливість розрахувати розподіл швидкостей потоку в біореакторі при витіканні рідини (вдуванні повітря) через отвори для створення масообміну в споруді, коефіцієнт опору та втрати тиску, здійснити вибір



діаметра і довжини перфорованого трубопроводу та біореактора, розмірів перфорації.

5. На підставі проведених кінетичних досліджень в анаеробних, аноксидних і аеробних біореакторах з іммобілізованими мікроорганізмами встановлено, що питома швидкість деструкції органічних забруднюючих речовин досягає значних величин в анаеробному процесі на I ступені і зменшується в наступних. Так, питома швидкість деструкції, мг ХСК/(г·год.), в анаеробному біореакторі I ступеня досягає 45, в анаеробному II – 24, що перевищує швидкості в традиційних аеротенках відповідно в 7,3 та 4 рази.

6. Експериментально встановлено, що на всіх ступенях очищення в біореакторах досягається висока окисна потужність: в анаеробних біореакторах I та II ступенів 8000 та 4500 г/(м³·добу), відповідно; в аноксидних I та II ступенів – 2000 та 650 г/(м³·добу), в аеробному – 500 г/(м³·добу) при ХСК неочищеної стічної води понад 4000 мг/дм³, завдяки створенню необхідних умов проведення процесу та забезпеченню високої концентрації біомаси мікроорганізмів – до 20 г/дм³ шляхом їх іммобілізації на високорозвиненій поверхні носіїв.

7. Запропоновано методику розрахунку споруд для очищення висококонцентрованих стічних вод з урахуванням окисної потужності за показником ХСК, яка дозволяє визначити конструктивні параметри анаеробних, аноксидних і аеробних біореакторів. Методику використано в промислових умовах при розробці рекомендацій на реконструкцію очисних споруд солодового заводу за розробленою технологією.

8. В результаті експериментально-виробничих досліджень встановлено, що використання анаеробно-аеробної технології з іммобілізованими мікроорганізмами дозволяє здійснити глибоку деструкцію органічних азотвмісних сполук – на 98-99% при досягненні окисної потужності біореакторів, г $N_{опе}$ /(м³/добу): анаеробних I і II – 200 і 85, аноксидних I і II – понад 30 і 15, аеробного – 10; нітри-денітрифікацію, анамокс-процес з одержанням високих показників якості очищеної води за сполуками азоту.

9. Встановлено, що завдяки забезпеченню при попередній обробці у висококонцентрованих стічних водах відсутності токсичних речовин, біодоступності колоїдно-розчинених органічних речовин і створенню в анаеробно-аеробних біореакторах необхідних умов: концентрацій розчиненого кисню; перемішування; влаштування волокнистих носіїв з питомою поверхнею, м²/м³: в анаеробних – 4000, аноксидних I – 1500 і II – 500, аеробному – 400; на поверхні носіїв утворюється біоценоз гідробіонтів, який здійснює ефективне очищення стічних вод (за ХСК – 96-98,8%), зменшення приросту біомаси (до 30%) та збільшення мінералізації понад 50%, що призводить до зменшення витрат коштів на



утилізацію осадів. Зневоднені осадки доцільно використовувати в якості добрива.

10. За результатами виробничих досліджень біокоагуляції-флотації забруднень стічних вод промислових підприємств (СПАР, барвників, йонів важких металів), розроблено і запатентовано технологію попереднього очищення стічних вод біокоагуляцією-флотацією. Впровадження технології дозволило збільшити ступінь очищення стічних вод від йонів важких металів до 80-90%.

11. Розроблені та досліджені високоефективні технології попереднього фізико-хімічного очищення висококонцентрованих стічних вод методами флотації, електрофлотації, електрокоагуляції-флотації, біокоагуляції-флотації застосовані на очисних спорудах ряду промислових підприємств України та Російської Федерації: шкіряних заводів, хутряних, суконних, трикотажних фабрик, солодового та молокозаводів, а також розроблено і передано проектним організаціям та підприємствам рекомендації на проектування, реконструкцію та будівництво очисних споруд перед біологічним очищенням стічних вод за розробленою новою технологією.

12. Розроблену технологію впроваджено на очисних станціях: міста Сімферополя; агропромислового комплексу «Зоря» Рівненської області; селища Квасилів Рівненської області; молокопереробного підприємства «Радивилівмолоко» Рівненської області; лікарні відновного лікування МВС України м. Києва; солодового заводу м. Славута Хмельницької області; шкіряного заводу «Світ шкіри» м. Болехів Івано-Франківської області.

Впроваджена технологія забезпечує високу ефективність і надійність очищення висококонцентрованих стічних вод, показники очищених стічних вод на рівні нормативних вимог та порівняно з традиційними технологіями економію енергетичних витрат і витрат на обробку та утилізацію осадів.



СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Кульский Л. А. Теоретические основы и технология кондиционирования воды. – К : Наукова думка, 1983. – 528 с.
2. Экологические аспекты современных технологий охраны водной среды / под ред. В. В. Гончарука. К. : Наукова думка, 2005. – 399 с.
3. Очистка и использование сточных вод в промышленном водоснабжении / [А. М. Когановский, Н. А. Клименко, Т. М. Левченко и др.]. – М. : Химия, 1983. – 288 с.
4. Фізико-хімічні основи технології очищення стічних вод : підруч. [для студ. вищ. навч. закл.] / [А. К. Запольський, Н. А. Мішкова-Клименко, І. А. Астрелін та ін.]; за заг. ред. А. К. Запольського. – К. : Лібра, 2000. – 552 с.
5. Клименко Н. А. Коллоидно-химические аспекты формирования состава сточных вод текстильных предприятий и возможные методы их очистки / Н. А. Клименко, В. А. Кожанов // Химия и технология воды. – 1991. – 13. – № 7. – С. 579–592.
6. Запольский А. К. Очистка воды коагулированием : монография / А. К. Запольский. – Каменец-Подольский: ЧП «Медоборы-2006», 2011. – 296 с.
7. Влияние предварительного окисления ПАВ на эффективность биосорбции на активном угле / Н. А. Клименко, Л. В. Невинная, Ю. В. Сидоренко [и др.] // Химия и технология воды. – 2007. – 29. – № 1. – С. 27–41.
8. Влияние продуктов деструкции неионогенных ПАВ на токсичность их водных растворов и эффективность биофильтрации на активном угле / Н. А. Клименко, Н. Ф. Стародуб, Л. В. Невинная [и др.] // Химия и технология воды. – 2007. – 29. – № 3. – С. 207–225.
9. Влияние природы ароматических соединений на эффективность биофильтрации через активный уголь / Н. А. Клименко, А. В. Синельникова, Л. В. Невинная [и др.] // Химия и технология воды. – 2008. – 30. – № 2. – С. 171–183.
10. Использование перекиси водорода для повышения эффективности работы фильтра с биологическим активным углем / И. П. Козятник, Н. А. Клименко, Л. А. Савчина, Т. Л. Врубель // Химия и технология воды. – 2008. – 30. – № 2. – С. 136–149.
11. Адсорбционно-каталитическое извлечение фульвокислот на активном угле в присутствии перекиси водорода / Н. А. Клименко,



Л. А. Савчина, Т. В. Полякова, И. П. Козятник // Химия и технология воды. – 2009. – 31. – № 2. – С. 162–172.

12. Влияние предварительного озонирования на биорегенерацию активного угля при его продолжительной эксплуатации / Н. А. Клименко, Л. А. Савчина, И. П. Козятник [и др.] // Химия и технология воды. – 2009. – 31. – № 4. – С. 387–398.

13. Адсорбция и гетерогенное каталитическое окисление органических веществ в водных растворах / Н. А. Клименко, Т. В. Полякова, Л. А. Савчина, И. П. Козятник // Химия и технология воды. – 2009. – 31. – № 5. – С. 481–502.

14. Изменение содержания в воде биологически доступного органического углерода в процессах водоподготовки / Н. А. Клименко, И. П. Козятник, Л. А. Савчина, И. В. Павликовская [и др.] // Химия и технология воды. – 2009. – 31. – № 6. – С. 703–712.

15. Козятник И. П. Влияние озонирования воды на степень извлечения природных органических веществ при фильтровании через биологически активный уголь / И. П. Козятник, Н. А. Клименко, Л. А. Савчина // Химия и технология воды. – 2010. – 32. – № 3. – С. 263–273.

16. Клименко Н. А. Влияние азидата натрия на удаление фульвокислот активным углем / Н. А. Клименко, Т. В. Полякова, Л. А. Савчина // Химия и технология воды. – 2010. – 32. – № 6. – С. 592–603.

17. Влияние неорганических примесей воды на адсорбцию фульвокислот активным углем / Н. А. Клименко, Л. А. Савчина, Т. В. Полякова, К. А. Каздобин // Химия и технология воды. – 2011. – 33. – № 3. – С. 265–275.

18. Влияние окисления активного угля на адсорбцию фульвокислот из водных растворов в динамических условиях / Т. В. Полякова, Н. А. Клименко, Л. А. Савчина, Е. А. Самсонова-Тодорова // Химия и технология воды. – 2011. – 33. – № 4. – С. 392–401.

19. Саблій Л. А. Фізико-хімічне та біологічне очищення висококонцентрованих стічних вод : Дис. ... д-ра техн. наук : 05.17.21 / Саблій Лариса Андріївна ; НТУУ «КПІ». – К. 2011. – 446 с.

20. Горбань Н. С. Очистные сооружения предприятий мясной и молочной промышленности / Н. С. Горбань // Матеріали наук.-практ. конф. «Вода та довкілля» V міжнар. водного форуму «AQUA UKRAINE – 2007», 9–11 жовт. 2007 р., Київ, Україна. – К. : Міжнар. виставк. центр, 2007. – С. 109–110.

21. Мацнев А. І. Водовідведення на промислових підприємствах: [навч. посіб. для студ. вищ. навч. закл.] / А. І. Мацнев, Л. А. Саблій. – Рівне : Укр. держ. акад. водного господарства, 1998. – 219 с.



22. Саблій Л. А. Вдосконалення роботи каналізаційних очисних споруд / Л. А. Саблій, В. С. Жукова // Водопостачання та водовідведення. – 2008. – № 5. – С. 33–36.
23. Yorgun M. S. Performance comparison of ultrafiltration, nanofiltration and reverse osmosis on whey treatment / M. S. Yorgun, I. A. Balcioglu, O. Saygin // Desalination. – 2008. – 229. – № 1-3. – P. 204–216.
24. Сіньов О. П. Інтенсифікація роботи і реконструкція каналізаційних очисних споруд : навч. посіб. / О. П. Сіньов. – К. : ІСДО, 1994. – 136 с.
25. Удосконалення технології біологічної очистки стічних вод / [М. Д. Волошин, О. Л. Щербак, Я. М. Черненко, І. М. Корнієнко]. – Дніпродзержинськ : Дніпродзержинський держ. техн. ун-т, 2009. – 230 с.
26. Охримюк Б. Ф. Ефективність очистки стічних вод на біофільтрах з завантаженням з гранул спіненого полістиролу / Б. Ф. Охримюк // Гідромеліорація та гідротехнічне будівництво : зб. наук. праць. – 2001. – Вип. 26. – С. 278–285.
27. А. с. 1528743 СССР, МКИ С 02 F 3/12. Устройство для биохимической очистки сточных вод / О. П. Синев, О. В. Дячук (СССР). – № 1308567 ; заявл. 25.01.88 ; опубл. 15.12.89, Бюл. № 46.
28. Таварткиладзе И. М. Очистные сооружения водоотведения : справочник / И. М. Таварткиладзе, Т. П. Тарасюк, М. И. Доценко. – К. : «Будівельник», 1988. – 256 с.
29. Таварткиладзе И. М. Сорбционные процессы в биофильтрах / И. М. Таварткиладзе – М. : Стройиздат, 1989. – 128 с.
30. Заявка 2913419 Франция, МПК⁸ С 02 F 3/12 (2006.01), С 02 F 34/22. Procédé biologique pour le traitement des eaux usées / Vanlaer S. ; заявитель и патентообладатель L'eau pure SA – FR. – № 0701705 ; заявл. 08.03.07 ; опубл. 12.09.08.
31. Blankenberg A.-G. B. Nitrogen retention in constructed wetland filters treating diffuse agriculture pollution / A.-G. B. Blankenberg, K. Haarstad, A.-K. Sovik // 10 IWA International Specialized Conference on Diffuse Pollution and Sustainable Basin Management, Istanbul, 18–22 sept. 2006 : докл. – Desalination. – 2008. – 226. – № 1-3. – P. 114–120.
32. Morgan-Sagastume J. M. Evaluation of an aerobic submerged filter packed with volcanic scoria / J. M. Morgan-Sagastume, A. Noyola // Bioresour. Technol. – 2008. – 99. – № 7. – P. 2528–2536.
33. Кононцев С.В. Екологічна біотехнологія очищення стічних вод та культивування кормових організмів : монографія / С. В. Кононцев, Л. А. Саблій, Ю. Р. Гроховська. – Рівне : НУВГП, 2011. – 151 с.
34. Кононцев С.В. Технологія біологічного очищення стічних вод молокозаводів : Дис. ... канд. техн. наук : 05.17.21 / Кононцев Сергій Вікторович ; НТУУ «КПІ». – К. 2006. – 158 с.



35. Саблій Л. А. Фізико-хімічний склад забруднень стічних вод суконної фабрики / Л. А. Саблій, Н. О. Саблій // Гідромеліорація та гідротехнічне будівництво : зб. наук. праць. – Рівне : Укр. держ. акад. водного господарства, 1998. – Вип. 23. – С. 246–250.
36. Treatment of meat industry wastewater using dissolved air flotation and advanced oxidation processes monitored by GC-MS and LC-MS / R. F. De Sena, J. L. Tambosi, A. K. Genena [et al.] // Chem. Eng. J. – 2009. – 152. – № 1. – P. 151–157.
37. Синев О. П. Расширение и реконструкция очистных сооружений / О. П. Синев, А. И. Мацнев, А. П. Игнатенко. – К. : Будівельник, 1981. – 44 с.
38. Мацнев А. І. Моніторинг та інженерні методи охорони довкілля / А. І. Мацнев, С. Б. Проценко, Л. А. Саблій. – Рівне : ВАТ «Рівненська друкарня», 2000. – 504 с.
39. Biodiversity and decolourization ability of an acclimatized textile sludge / A. Bafana, T. Chakrabarti, K. Krishnamurthi, S. Sivanesan Devi // Bioresour. Technol. – 2008. – 99. – № 11. – P. 5094–5098.
40. Srinivason S. V. Statistical optimization for decolorization of textile dyes using *Trametes versicolor* / S. V. Srinivason, D. V. S. // J. Hazardous Mater. – 2009. – 165. – № 1-3. – P. 909–914.
41. Removal of structurally different dyes in submerged membrane fungi reactor – Biosorption/PAC-adsorption, membrane retention and biodegradation / Hai Faisal Ibney, Yamamoto Kazuo, Nakajima Fumiyuki, Fukushi Kensuke // J. Membr. Sci. – 2008. – 325. – № 1. – P. 395–403.
42. Factors governing performance of continuous fungal reactor during non-steril operation – The case of membrane bioreactor treating textile wastewater / Hai Faisal Ibney, Yamamoto Kazuo, Nakajima Fumiyuki, Fukushi Kensuke // Chemosphere. – 2009. – 74. – № 6. – P. 810–817.
43. Liu Zi-guo. Очистка сточных вод от производства шерстяных изделий / Liu Zi-guo // Mao fang keji = Wool Text. J. – 2009. – 37. – № 8. – P. 22–24.
44. Verfahrensauswahl für Abwässer der Textilveredelungsindustrie / E. Döpkens, M. Lebek, G. Simon, L. Meierling // KA – Korresp. Abwasser, Abfall. – 2008. – 55. – № 4. – P. 387–391.
45. Ласков Ю. М. Очистка сточных вод предприятий кожевенной и меховой промышленности / Ю. М. Ласков, Т. Г. Федоровская, Г. Н. Жмаков. – М. : Легкая и пищевая пром-сть, 1984. – 168 с.
46. Эффективность очистки эмульсионных сточных вод в коагуляционно-флотационном процессе / Yang Yan-ling, Fang Ke-hua, Li Xing [et al.] // Beijing gongye daxue xuebao = J. Beijing Univer. Technol. – 2009. – 35. – № 9. – P. 1225–1229.



47. Пат. 2323166 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 9/04 (2006.01), С 02 F 1/56 (2006.01). Способ очистки жиро- и белоксодержащих сточных вод / Чукунова Л. А., Смирнов А. Н., Асанкин А. П. и др. ; заявитель и патентообладатель ООО Нижегород. науч.-исслед. и конструктор.-технол. ин-т мест. пром-сти – № 2006143071/15 ; заявл. 05.12.06 ; опубл. 27.04.08.
48. Очистка стоков производства мороженого: проблемы и опыт решения / Молоч. реки. – 2009. – № 1. – С. 38–39.
49. De Sena R. F. Comparison of coagulants and coagulation aids for treatment of meat processing wastewater by column flotation / R. F. De Sena, F. P. M. Moreira Regina, José Humberto // J. Bioresour. Technol. – 2008. – 99. – № 17. – P. 8221–8225.
50. Очистка загрязненных вод безнапорной флотацией / Е. Ю. Ермакова, Ю. Ф. Коротков, М. Г. Кузнецов [и др.] // Хим. и нефтегаз. машиностр. – 2010. – № 1. – С. 41–42.
51. Павлинова И. И. Утилизация стоков с высоким содержанием органических загрязнений / И. И. Павлинова, Н. Р. Зайнуллин // Достижения науки и техн. АПК. – 2009. – № 11. – С. 69–70.
52. Омарова Н. К. Очистка сточных вод от нефтепродуктов с применением флотации / Н. К. Омарова, Т. Е. Токбулатов // Чистая вода – 2009 : межд. науч.-техн. конф., 20–21 окт. 2009 г. : труды. – Кемерово : КемТИПП, 2009. – С. 229–234.
53. Зайнуллин Н. Р. Очистка сточных вод от плавающих, эмульгированных и растворенных жиров / Н. Р. Зайнуллин, И. И. Павлинова // Качество внутреннего воздуха и окружающей среды : 7 межд. науч. конф., 13–17 мая 2009 г. : матер. – Волгоград : ВолгГАСУ, 2009. – С. 111–117.
54. Павлинова И. И. Удаление жиров методом флотационной обработки сточных вод / И. И. Павлинова, А. И. Андрушин // Достижения науки и техн. АПК. – 2009. – № 1. – С. 54–57.
55. Пат. 2362742 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 1/40 (2006.01), С 02 F 1/24 (2006.01). Способ очистки нефтесодержащих сточных вод / Захаров Г. А., Фомин Д. П., Черненко В. П. и др. ; заявитель и патентообладатель ГОУ ВПО Дальневост. ГТУ. – № 2008100709/15 ; заявл. 09.01.08 ; опубл. 27.07.09.
56. Пат. 2361818 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 1/40 (2006.01), С 02 F 1/24 (2006.01). Способ очистки нефтесодержащих сточных вод / Захаров Г. А., Фомин Д. П., Черненко В. П. и др. ; заявитель и патентообладатель ГОУ ВПО Дальневост. ГТУ. – № 2008101343/15 ; заявл. 09.01.08 ; опубл. 20.07.09.
57. Сазонова В. Ф. Флотационное выделение тонкоэмульгированного трибутилфосфата, стабилизированного кремниевой кислотой /



В. Ф. Сазонова, М. А. Кожемяк // Химия и технология воды. – 2009. – 31. – № 1. – С. 30–40.

58. Зубарева Г. И. Глубокая очистка сточных вод от поверхностно-активных веществ / Г. И. Зубарева, М. Н. Черникова // Экол. и пром-сть России. – 2009. – Ноябрь. – С. 47, 65.

59. Рубинская А. В. Улавливание древесного волокна из сточных вод и использование его в производстве древесноволокнистых плит : автореф. дис. на соискание науч. степени канд. техн. наук / А. В. Рубинская. – Улан-Уде, 2007. – 21 с.

60. Флотационная очистка производственных сточных вод, образующихся при изготовлении древесно-волокнистых плит / Г. Л. Генцлер, Н. Г. Чистова, А. П. Чижов [и др.] // Изв. вузов. Строительство. – 2008. – № 7. – С. 63–67.

61. Закономірності процесу флотоекстракції при очищенні стічних вод від іонів важких металів / Т. І. Обушенко, І. М. Астрелін, Н. М. Толстопалова [та ін.] // Наук. вісті Нац. техн. ун-ту України «КПІ». – 2009. – № 3. – С. 117–122.

62. Пат. 7332079 США, МПК С 02 F 1/24 (2006.01), С 02 F 1/56 (2006.01). Flotation process for removal of heavy metal and associated apparatus / Lamar Coleman C. (Jr) ; заявитель и патентообладатель Industrial Waste Water Services, LLC. – № 10/641844 ; заявл. 15.08.03 ; опубл. 19.02.08 ; НПК 210/221.2.

63. Turtureanu A. Nickel removal from aqueous solutions by flotation with cationic collector. Determination of the optimum separation conditions / A. Turtureanu, C. Georgescu, L. Oprean // Bul. ştr. Univ. "Politehn." Timișoara. Ser. Chim. și ing. med. – 2008. – 53. – № 1-2. – P. 286–288.

64. Колесников В. А. Применение процессов электрофлотации и флотации для очистки сточных вод / В. А. Колесников, Д. В. Павлов // Успехи в химии и хим. технол. – 2007. – 21. – № 9. – С. 31–34.

65. Хромышева Е. А. Флотофлокуляционная очистка сточных вод пищевых предприятий / Е. А. Хромышева, В. А. Хромышев // Вопр. химии и хим. технол. – 2008. – № 6. – С. 186–188, 200, 205.

66. Удаление Cr(VI) из сточных вод флотацией растворенным воздухом / Gao Ying, Wang Hui, Lu Shuang [et al.] // Yingyong huagong = Appl. Chem. Ind. – 2009. – 38. – № 10. – P. 1469–1472.

67. Пат. 2347754 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 1/24 (2006.01). Устройство для флотационной очистки сточных вод / Аким Э. Л., Алдохин Н. А., Беляков А. В., Смирнов М. Н. – № 2007135266/15 ; заявл. 24.09.07 ; опубл. 27.02.09.



68. Галич В. М. Перспективные направления работ по очистке промышленных стоков с применением флотационного процесса / В. М. Галич // Горн. ж. (Россия). – 2008. – Спец. вып. – С. 97–101.
69. Mizier M.-O. Les biotechnologies au secours du traitement des graisses / M.-O. Mizier // Eau, ind., nursances. – 2009. – № 319. – Р. 48–54.
70. Пат. 2349553 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 1/24 (2006.01). Флотатор / Пономарев В. Г., Улановский Я. Б., Ханнанов Р. Г.; заявитель и патентообладатель ООО Стройинжиниринг СМ – № 2006135555/12; заявл. 10.10.06; опубл. 20.03.09.
71. Пат. 2357926 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 1/24 (2006.01). Флотационно-фильтрационная установка / Кочетов О. С., Волков В. А., Колаева Л. В. – № 2007144010/12; заявл. 29.11.07; опубл. 10.06.09.
72. Пат. 2347751 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 1/00 (2006.01), С 02 F 1/24 (2006.01). Устройство для очистки сточной воды / Аким Э. Л., Смирнов М. Н., Мандре Ю. Г., Калчев Румен – № 2007112001/15; заявл. 02.04.07; опубл. 27.02.09.
73. Использование струйной аэрации в процессах флотационной очистки сточных вод / Б. С. Ксенофонтов, А. С. Козодаев, Р. А. Таранов [и др.] // Безопас. жизнедеятельности – 2008. – № 10. – С. 2–5.
74. В бурлящем потоке. Повышение эффективности струйной аэрации в процессах флотационной очистки сточных вод / Б. Ксенофонтов, А. Козодаев, Р. Таранов [и др.] // Вода Мад. – 2009. – № 8. – С. 38–40.
75. Пат. 2351549 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 3/12 (2006.01), С 02 F 1/24 (2006.01). Денитрификационная флотоустановка / Куликов Н. И., Куликова Е. Н., Приходько Л. Н., Куликов Д. Н. – № 2007116924/15; заявл. 04.05.07; опубл. 10.04.09.
76. Пат. 7282144 США, МПК В 01 D 21/24 (2006.01). Semi-submersible floating decanters and methods of using same / Everett Jose Patrick; заявитель и патентообладатель Ashbrook Simon-Hartley Operations, LP. – № 10/787626; заявл. 26.02.04; опубл. 16.10.07; НПК 210/221.2.
77. Заявка 102006060426 Германия, МПК С 02 F 9/14 (2006.01), С 02 F 1/24 (2006.01). Vorrichtung zur aeroben Aufbereitung von Abwasser / Menke Lucas, Thoubounis George; заявитель и патентообладатель Meri Entsorgungstechnik für die Papierind. – № 102006060426.1; заявл. 20.12.06; опубл. 26.06.08.
78. Stark O. K. Abtrennung von Biomasse mittels Mikroflotation / O. K. Stark, R. Damann, A. Stein // KA – Korresp. Abwasser, Abfall. – 2008. – 55. – № 5. – Р. 520–526.
79. Zouboulis A. I. Biosorbptive flotation for metal ions removal: the influence of surface tension / A. I. Zouboulis, K. A. Mati // International Workshop “Water and Sanitation in International Development and Disaster



Relief“ (WSIDDR), Edinburgh, 28–30 may 2008 : докл. – Desalination. – 2009. – 248. – № 1-3. – P. 740–752.

80. Scholz W. Wastewater treatment at Simona in China / W. Scholz, N. Taylor, K. Hill // *Leather Int.* – 2009. – 211. – № 4791. – P. 14, 16, 18.

81. Modelling of wastewater electrocoagulation processes. Pt 1. General description and application to kaolin-polluted wastewaters / P. Cañizares, F. Martínez, M. A. Rodrigo [et al.] // *Separ. and Purif. Technol.* – 2008. – 60. – № 2. – P. 155–161.

82. Alternating pulse current in electrocoagulation for wastewater treatment to prevent the passivation of Al electrode / Mao Xuhui, Hong Song, Zhu Hua [et al.] // *J. Wuhan Univ. Technol. Mater. Sci. Ed.* – 2008. – 23. – № 2. – P. 239–241.

83. Глебов А. Н. Рациональное устройство очистки производственных сточных вод / А. Н. Глебов, И. Х. Мингазетдинов // Сб. матер. I Эколог. форума Прикамья (Набережные Челны, 30 марта 2007 г.). – Набережные Челны : ИНЭКА, 2007. – С. 62.

84. Ильин В. И. Автоматизация электрофлотационного процесса очистки сточных вод / В. И. Ильин // *Оборон. комплекс – науч.-техн. прогрессу России.* – 2009. – № 1. – С. 52–56.

85. Ильин В. И. Повышение эффективности работы сооружений по очистке жидких отходов предприятий машиностроения / В. И. Ильин // *Тяж. машиностр.* – 2008. – № 6. – С. 15–17.

86. Павлов Д. В. Электрофлотационная очистка радиоактивных сточных вод / Д. В. Павлов, С. О. Вараксин, В. А. Колесников // *Водоочистка.* – 2009. – № 9. – С. 31–32.

87. Removal of suspended solids and turbidity from marble processing wastewaters by electrocoagulations: Comparison of electrode materials and electrode connection systems / M. Solak, M. Kiliç, Y. Hüseyin, A. Şencan // *J. Hazardous Mater.* – 2009. – 172. – № 1. – P. 345–352.

88. Kiliç M. G. A parametric comparative study of electrocoagulation and coagulation using ultrafine quartz suspensions / M. G. Kiliç, Ç. Hoşten, Ş. Demirci // *J. Hazardous Mater.* – 2009. – 171. – № 1-3. – P. 247–252.

89. Electrocoagulation of cutting oil emulsions using aluminium plate electrodes / K. Bensadok, S. Benammar, F. Lapiçque, G. Nezzal // *J. Hazardous Mater.* – 2008. – 152. – № 1. – P. 423–430.

90. Ильин В. И. Общие подходы к разработке технологии по интенсификации и повышению эффективности электрофлотационных процессов очистки работы жидких отходов от загрязняющих веществ / В. И. Ильин // *Оборон. комплекс – науч.-техн. прогрессу России.* – 2008. – № 4. – С. 83–85.



91. Колесников В. А. Электрофлотационное извлечение органических загрязнений из сточных вод и растворов обезжиривания / В. А. Колесников // Энцикл. инж.-химика. – 2009. – № 1. – С. 25–28.
92. Ильин В. И. Технология электрохимической очистки промышленных сточных вод с водооборотом / В. И. Ильин, В. А. Колесников // Водоснабжение и санитарная техника. – 2005. – № 2. – Ч. 1. – С. 21–24.
93. Performance of an electrocoagulation cell with horizontally oriented electrodes in oil separation compared to a cell with vertical electrodes / Y. O. A. Fouad, A. H. Konsowa, H. A. Farag, G. H. Sedahmed // Chem. Eng. J. – 2009. – 145. – № 3. – P. 436–440.
94. Li Zhijian. Очистка нефтесодержащих сточных вод электрофлотацией / Li Zhijian, Fu Zhenghui // Gongyeshui chuli = Ind. Water Treat. – 2009. – 29. – № 10. – P. 5–8.
95. Извлечение эмульгированных нефтепродуктов из водных стоков методом электрофлотации / В. А. Колесников, Ю. И. Капустин, О. И. Воробьева [и др.] // Вода: химия и экология – 2008. – № 2. – С. 19–24.
96. Исследование процесса электрофлотационной очистки сточных вод, содержащих примеси бензина и поверхностно-активных веществ / Г. М. Бондарева, О. И. Воробьева, Ю. И. Капустин, В. А. Колесников // Хим. пром-сть сегодня. – 2010. – № 1. – С. 34–41.
97. Назаров В. Д. Очистка нефтесодержащих вод электрофлотацией / В. Д. Назаров, М. В. Назаров // Защита окруж. среды в нефтегаз. комплексе. – 2009. – № 2. – С. 49–55.
98. Кинетика электрофлотационной очистки судовых сточных вод от нефтепродуктов / И. А. Минаева, В. А. Колесников, Ю. И. Капустин, Е. В. Матвеева // Хим. пром-сть сегодня. – 2009. – № 10. – С. 32–38.
99. Электрофлотационная очистка стоков от примесей моторных топлив и поверхностно-активных веществ в присутствии алюмокремниевых флокулянт-коагулянта / Г. М. Бондарева, О. И. Воробьева, В. А. Колесников, Ю. И. Капустин // 12 межд. науч.-техн. конф. «Наукоемкие химические технологии – 2008» (Волгоград, 9–11 сент. 2008 г.). – Волгоград: ВолГТУ, 2008. – С. 319.
100. Назаров М. В. Очистка природных и сточных вод с применением электрохимических методов: автореф. дис. на соискание уч. степени канд. техн. наук / М. В. Назаров. – Уфа, 2008. – 24 с.
101. Petrochemical wastewater treatment by means of clean electrochemical technologies / A. Dimoglo, H. Y. Akbulut, F. Cihan, M. Karpuzcu // Clean Techn. Environ Policy. – 2004. – 6. – P. 288–295.
102. Применение электрофлотационной технологии для очистки водных растворов от примесей ПАВ / М. С. Гречина, В. А. Колесников,



Ю. И. Капустин, О. И. Воробьева // Успехи в химии и хим. технол. – 2006. – 20. – № 9. – С. 75–78.

103. Ибадуллаев Ф. Ю. Электросепарация ПАВ из сточных вод / Ф. Ю. Ибадуллаев, Н. Д. Меликов // Химия и технология воды. – 2008. – 30. – № 1. – С. 83–90.

104. Электрокоагуляционная очистка воды / В. И. Александров, А. А. Захарова, К. А. Костин [и др.] // Кож.-обув. пром-сть. – 2008. – № 4. – С. 14–15.

105. Influence of the anodic material on electrocoagulation performance / I. Linares-Hernández, C. Barrera-Diaz, G. Roa-Morales [et al.] // Chem. Eng. J. – 2009. – № 1. – P. 97–105.

106. Petsriprasit C. Application of electrocoagulation technique for treating wastewater from pickling process of the billet plant / C. Petsriprasit, J. Namboonmee, M. Hunsom // 18 International Congress of Chemical and Process Engineering, Prague, 24–28 aug. 2008. – Prague : Czech Soc. Chem. Eng., 2008. – P. 1739–1746.

107. Comparison between electrocoagulation and chemical precipitation for metals removal from acidic soil leachate / N. Meunier, P. Drogui, C. Montané [et al.] // J. Hazardous Mater. – 2006. – 137. – № 1. – P. 581–590.

108. Ильин В. И. Исследование электрофлотационного процесса извлечения дисперсной фазы меди из сточных вод с повышенной температурой / В. И. Ильин, Н. В. Никонова, Г. И. Канделаки // Оборон. комплекс – науч.-техн. прогрессу России. – 2009. – № 4. – С. 88–90.

109. Мишурина О. А. Электрофлотационное извлечение марганца из гидротехногенных ресурсов горных предприятий / О. А. Мишурина // Вест. МГТУ (Магнитогорск). – 2009. – № 3. – С. 72–74, 81, 86.

110. Воробьева О. И. Исследование процесса электрофлотационного извлечения железа (III) и эмульгированного масла в присутствии анионных ПАВ из водных стоков / О. И. Воробьева, А. В. Колесников, Ю. И. Капустин // Гальванотехн. и обраб. поверхности. – 2009. – 17. – № 4. – С. 42–47.

111. Quispe J. R. Removal of trivalent chromium and COD reduction from tannery effluents by electrocoagulation / J. R. Quispe, W. P. Krieg // 18 International Congress of Chemical and Process Engineering, Prague, 24–28 aug., 2008. – Prague : Czech Soc. Chem. Eng., 2008. – P. 4940.

112. Bhatti M. S. Electrocoagulation removal of Cr(VI) from simulated wastewater using response surface methodology / M. S. Bhatti, A. S. Reddy, A. K. Thukral // J. Hazardous Mater. – 2009. – 172. – № 2-3. – P. 839–846.

113. Aber S. Removal of Cr(VI) from polluted solutions by electrocoagulation / S. Aber, A. R. Amani-Ghad, V. Mirzajani // J. Hazardous Mater. – 2009. – 171. – № 1. – P. 484–490.



114. Селицкий Г. А. Применение напорных электрокоагуляторов в схемах очистки хромсодержащих сточных вод / Г. А. Селицкий, В. И. Желтоножко // Водочистка. Водоподготовка. Водоснабжение. – 2008. – № 3. – С. 50–53.
115. Removal turbidity and separation of heavy metals using electrocoagulation-electroflotation technique: A case study. / B. Merzouk, B. Gourich, A. Sekki [et al.] / J. Hazardous Mater. – 2009. – 164. – № 1. – P. 215–222.
116. Toxicity assessment from electro-coagulation treated-textile dye wastewaters by bioassays / S. M. Palácio, F. R. Espinoza-Quiñones, A. N. Módenes [et al.] // J. Hazardous Mater. – 2009. – 172. – № 1. – P. 330–337.
117. Cerqueira A. Electroflocculation for textile wastewater treatment / A. Cerqueira, C. Russo, M. R. C. Marques // Braz. J. Chem. Eng. – 2009. – 26. – № 4. – P. 659–668.
118. Проблемы очистки сточных вод предприятий мясной промышленности / С. Б. Зуева, Н. М. Ильина, О. А. Семенихин, А. И. Кветкин // Вестн. Воронеж. гос. техн. ун-та. – 2008. – 4. – № 1. – С. 141–143.
119. Merzouk B. Using electrocoagulation-electroflotation technology to treat synthetic solution and textile wastewater, two case studies / B. Merzouk, K. Madani, A. Sekki // Desalination. – 2010. – 250. – № 2. – P. 573–577.
120. Ben Mansur L. Removal of oil/water emulsions using electroflotation process / L. Ben Mansur, S. Shalbi // J. of Applied Electrochem. – 2006. – 36. – P. 577–581.
121. Селицкий Г. А. Метод электрокоагуляции для очистки сточных вод / Г. А. Селицкий // Экол. произ-ва. – 2009. – № 9. – С. 46–51.
122. Effect of pH and chloride concentration on the removal of hexavalent chromium in a batch electrocoagulation reactor / M. G. Arroyo, V. Pérez-Herranz, M. T. Montañés [et al.] / J. Hazardous Mater. – 2009. – 169. – № 1-3. – P. 1127–1133.
123. The pH as a key parameter in the choice between coagulation and electrocoagulation for the treatment of wastewaters / P. Cañizares, C. Jimenéz, F. Martínez [et al.] / J. Hazardous Mater. – 2009. – 163. – № 1. – P. 158–164.
124. Пат. 2343121 Российская Федерация, МПК⁷ C 02 F 1/465 (2006.01). Электрофлотатор для очистки сточной воды / Зенцов В. Н., Павлова Ю. С., Акульшин М. Д., Фатхутдинов З. А. ; заявитель и патентообладатель Гос. образ. учрежд. высш. проф. образ. Уфим. гос. нефт. техн. ун-т. – № 2007128183/15 ; заявл. 23.07.07 ; опубл. 10.01.09.
125. Kongjao S. Simultaneous removal of organic and inorganic pollutants in tannery wastewater using electrocoagulation technique / S. Kongjao,



S. Damronglerd, M. Hunsom // Korean. J. Chem. Eng. – 2008. – 25. – № 4. – P. 703–709.

126. Pollutant removal from tannery effluent by electrocoagulation / F. R. Espinoza-Quiñones, M. M. T. Fornari, A. N. Módenes [et al.] // Chem. Eng. J. – 2009. – 151. – № 1-3. – P. 59–65.

127. Гапанович Е. В. Электрохимическая очистка сточных вод предприятий масложировой промышленности / Чистая вода – 2009 : межд. науч.-практ. конф., 20–21 окт. 2009 г. : труды. – Кемерово : КемТИПП, 2009. – С. 246–251.

128. Güven G. Electrochemical treatment of deproteinated whey wastewater and optimization of treatment conditions with response surface methodology / G. Güven, A. Perendeci, A. Tanyolaç // J. Hazardous Mater. – 2008. – 157. – № 1. – P. 69–78.

129. Биологическая очистка производственных сточных вод: Процессы, аппараты и сооружения / [Яковлев С. В., Скирдов И. В., Швецов В. Н. и др.] ; под ред. С. В. Яковлева. – М.: Стройиздат, 1985. – 208 с. – (Охрана окружающей среды).

130. Сухой В. В. Предварительная очистка сточной воды производства казеина / В. В. Сухой, Л. И. Глоба, П. И. Гвоздяк // Химия и технология воды. – 1997. – Т. 19. – № 1. – С. 97–102.

131. Янко В. Г. Обработка сточных вод и осадка в метантенках / В. Г. Янко, Ю. Г. Янко. – К.: «Будівельник», 1978. – 120 с.

132. Швецов В. Н. Особенности расчета сооружений биологической очистки концентрированных сточных вод / В. Н. Швецов, К. М. Морозова // Совершенствование методов расчета сооружений по очистке сточных вод и обработке осадков : труды ин-та «ВОДГЕО». – М. : ВНИИ «ВОДГЕО». 1983. – С. 23–35.

133. Гвоздяк П. І. За принципом біоконвеєра (Біотехнологія охорони довкілля) / П. І. Гвоздяк // Вісн. НАН України. – 2003. – № 3. – С. 29–36.

134. Гвоздяк П. І. Научное обоснование, разработка и внедрение в практику новых биотехнологий очистки воды / П. І. Гвоздяк, Л. І. Глоба // Химия и технология воды. – 1998. – Т. 20. – № 1. – С. 61–69.

135. Дмитренко Г. Н. Факультативный и облигатный анаэробноз в биологической очистке воды / Г. Н. Дмитренко, П. І. Гвоздяк // Химия и технология воды. – 1997. – Т. 19. – № 3. – С. 325–330.

136. Пат. 83671 Україна, МПК⁷ С 02 F 3/30 (2006). Пристрій для очищення стічних вод / Михайловський В. Л., Гвоздяк П. І., Михайловська М. В., Теміров У. Б. ; заявники та патентоутримувачі Михайловський В. Л., Гвоздяк П. І. – № a200601494 ; заявл. 14.02.06 ; опубл. 11.08.08, Бюл. № 15.

137. Гвоздяк П. І. Унікальність біотехнології води / П. І. Гвоздяк // Біотехнологія. Освіта. Наука : зб. тез II всеукр. наук.-практ. конф.,



присвяченої 160-річчю Нац. ун-ту «Львівська політехніка», 6–8 жовт. 2004 р., Львів. – Львів : Нац. ун-т «Львівська політехніка», 2004. – С. 138.

138. Біоконвеєр для відновлення якості води / П. І. Гвоздяк, Л. І. Глоба, Г. М. Дмитренко, Н. Ф. Могилевич // Збереження, біорізноманіття й заповідна справа в Україні. – (Інф. бюл.). – 2001. – № 16. – С. 16–17.

139. Гвоздяк П. І. 50 запитань і 49 відповідей з нової біотехнології очистки води. – К. : Знання, 1990. – 28 с.

140. Изучение пространственной сукцессии микроорганизмов в установке микробной очистки загрязненных сточных вод / Л. Ф. Добрынина, М. Б. Цинберг, П. И. Гвоздяк, Н. Ф. Могилевич // Химия и технология воды. – 1993. – Т. 15. – № 1. – С. 71–73.

141. А. с. 1460045 СССР, МКИ С 02 F 3/34. Способ биологической очистки сточных вод от неионогенных поверхностно-активных веществ / П. И. Гвоздяк, В. М. Удод, В. Л. Беляев [и др.] (СССР). – № 3739217/23-26 ; заявл. 11.05.84 ; опубл. 23.02.89, Бюл. № 7.

142. А. с. 1428713 СССР, МКИ С 02 F 3/34. Способ биологической очистки сточных вод от органических соединений / Гвоздяк П. И., Никоненко В. У., Загорная Н. Б. [и др.] ; заявитель и патентообладатель Ин-т коллоидной химии и химии воды им. А. В. Думанского – № 4090042/31-26 ; заявл. 14.07.86 ; опубл. 07.10.88, Бюл. № 37.

143. Гвоздяк П. И. Очистка промышленных сточных вод прикрепленными бактериями / П. И. Гвоздяк, Г. М. Дмитренко, Н. И. Куликов // Химия и технология воды. – 1985. – Т. 7. – № 1. – С. 80–81.

144. Гвоздяк П. И. Очистка сточных вод от неорганических соединений азота иммобилизованными макроорганизмами / П. И. Гвоздяк, Н. Ф. Могилевич, О. А. Любченко // Мікробіол. журн. – 1994. – Т. 56. – № 4. – С. 54–55.

145. Гвоздяк П. І. Реальні можливості нової прямої біотехнології в очищенні стічних вод / П. І. Гвоздяк, Г. М. Дмитренко // Харчова промисловість. – 1996. – № 10. – С. 27–28.

146. Заявка 2916754 Франция, МПК⁸ С 02 F 3/12 (2006.01), С 02 F 1/66, 11/00. Procédé de réduction de boues biologiques par traitement à l'ozone et contrôle du pH / Campo P., Cluzeau J. ; заявитель и патентообладатель L'air Liquide SA Pour L'étude et L'exploitation des procédés Georges Claude. – № 0755359 ; заявл. 31.05.07 ; опубл. 05.12.08.

147. Михайловская М. В. Анаммокс – как метод удаления соединений азота из сточных вод и перспективы его применения в Украине / М. В. Михайловская // Химия и технология воды. – 2008. – Т. 30. – № 6. – С. 675–683.



148. Sludge reduction potential of the activated sludge process by integrating an oligochaete reactor / Wei Yuansong, Wang Yawei, Guo Xuesong, Liu Junxin // *J. Hazardous Mater.* – 2009. – 163. – № 1. – P. 87–91.
149. Acharia Bhavik K. Anaerobic treatment of distillery spent wash – A study on upflow anaerobic fixed film bioreactor / Acharia Bhavik K., Mohana Sarayu, Madamwar Datta // *Bioresour. Technol.* – 2008. – 99. – № 11. – P. 4621–4626.
150. Influence of wastewater characteristics on methane potential in food-processing industry wastewaters / L. Maya-Altamira, A. Baun, L. Angelidaki [et al.] // *Water Res.* – 2008. – 42. – № 8-9. – P. 2195–2203.
151. Пат. 7435349 США, МПК С 02 F 3/00 (2006.01). System for treating wastewater containing organic compounds / You Huey-Song, Perage Ming-Jing, Chang Sheng-Shin [et al.] ; заявитель и патентообладатель Industrial Technology Research Inst. – № 11/374128 ; заявл. 14.02.06 ; опубл. 14.10.08 ; НПК 210/605.
152. Ahrens A. Abwasser aus Brauereien / A. Ahrens // *WWT : Wasserwirt. Wassertechn.* – 2008. – № 9. – P. 20–23.
153. Герасимов Г. Н. BIOLYSIS® - способ сокращения объема осадков сточных вод / Г. Н. Герасимов // *Водоснабжение и санитарная техника.* – 2006. – № 5. – С. 41–44.
154. Optimization of thermophilic / mesophilic temperature phased for the anaerobic digestion of sewage sludge / V. Riau, T. Forster, M. A. De la Rubia, M. Pérez // 18 International Congress of Chemical and Process Engineering, Prague, 24–28 aug. 2008. – Prague : Czech Soc. Chem. Eng., 2008. – P. 4948–4949.
155. Anaerobic treatment of domestic wastewater using an anaerobic fixed-bed loop reactor / P. Melidis, E. Vaiopoulou, E. Athanasoulia [et al.] // *International Workshop “Water and Sanitation in International Development and Disaster Relief” (WSIDDR), Edinburgh, 28–30 may 2008 : докл. – Desalination.* – 2009. – 248. – № 1-3. – P. 716–722.
156. Belastungsgrenzen anaerober Hochleistungsreaktoren / S.-U. Geissen, J. Knodel, U. Schmitz [et al.] // *WWT : Wasserwirt. Wassertechn.* – 2008. – № 9. – P. 24–28.
157. Effects of temperature and feed strength on a carrier anaerobic baffled reactor treating dilute wastewater / Feng Huajun, Hu Lifang, Mahmood Qaisar [et al.] // *Desalination.* – 2009. – 239. – № 1-3. – P. 111–121.
158. Biological nutrient removal in a sequencing batch reactor using ethanol as carbon source / S. Puig, M. Coma, M. C. M. Van Loosdrecht [et al.] // *J. Chem. Technol. and Biotechnol.* – 2007. – 82. – № 10. – P. 898–904.



159. Coupling of sequencing batch reactor and UASB reactor for domestic wastewater treatment / A. Moawad, U. F. Mahmoud, M. A. El-Khateeb [et al.] // *Desalination*. – 2009. – 242. – № 1-3. – P. 325–335.
160. Удаление азота и фосфора из сточной воды в реакторе периодического действия с восходящим потоком сточной воды / Д. А. Данилович, М. Н. Козлов, Ю. А. Николаев [и др.] // *Сб. статей и публикаций московского водоканала*. – М. : Мосводоканал, 2008. – Вып. 1. – С. 201–214.
161. Characteristics of aerobic granule and nitrogen and phosphorus removal in a SBR / Wang Fen, Lu Shan, Wei Yanjie [et al.] // *J. Hazardous Mater.* – 2009. – 164. – № 2-3. – P. 1223–1227.
162. Community analysis of ammonia and nitrite oxidizers in start-up of aerobic granular sludge reactor / Wang Feng, Xia Si-ging, Liu Yi [et al.] // *J. Environ. Sci.* – 2007. – 19. – № 8. – P. 996–1002.
163. Очистка сточных вод пищевой промышленности / Zhu Lehui, Qiu Jun, Gong Liangqi [et al.] // *Gongyeshui chuli : Ind. Water Treat.* – 2009. – 29. – № 8. – P. 84–86.
164. Vaiopolou E. A modified UCT method for biological nutrient removal: Configuration and performance / E. Vaiopolou, A. Aivasidis // *Chemosphere*. – 2008. – 72. – № 7. – P. 1062–1068.
165. Işık M. Anaerobic / aerobic treatment of a simulated textile wastewater / M. Işık, D. T. Sponza // *Separ. and Purif. Technol.* – 2008. – 60. – № 1. – P. 64–72.
166. Efficiency of porous burnt-coke carrier on treatment of potato starch wastewater with an anaerobic – aerobic bioreactor / Wang Rong-Min, Wang Yan, Ma guo-Ping [et al.] // *Chem. Eng. J.* – 2009. – 143. – № 1. – P. 35–40.
167. Пат. 2351551 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 9/14 (2006.01), С 02 F 3/30 (2006.01). Способ очистки сточных вод от органических соединений, азота и фосфора / Шведов В. Н., Морозова К. М., Киристаев А. В., Смирнова И. И. ; заявитель и патентообладатель ОАО комплекс. науч.-исслед. и конструктор.-технол. ин-т водоснабжения, канализации, гидротехнических сооружений и инженерной гидрогеологии – № 2008112083/15 ; заявл. 01.04.08 ; опубл. 10.04.09.
168. Simultaneous removal of color, organic compounds and nutrients in azo dye-containing wastewater using up-flow constructed wetland / Ong Soon-An, Uchiyama Katsuhiko, Inadama Daisuke [et al.] // *J. Hazardous Mater.* – 2009. – 165. – № 1-3. – P. 696–703.
169. Пат. 7442307 США, МПК С 02 F 3/00 (2006.01). Method and apparatus for the biological activated sludge treatment of wastewater / Czepek G., Takács Z., Kenyeres I. ; заявитель и патентообладатель Organica



Kornuzettechnologiak Zet. – № 10/590072 ; заявл. 16.02.05 ; опубл. 28.09.08 ; НПК 210/620.

170. Пат. 1688787 SU, МПК С 02 F 3/30. Способ очистки сточных вод / Р. Адам Я., Ашот Л., Хараси Л. [и др.] (НУ) ; заявитель и патентообладатель Татабаньяи Сенбаньяк (НУ) . – № 4202577/26 ; заявл. 19.05.87 ; опубл. 30.10.91, Бюл. № 40.

171. Куликов Н. И. Трехстадийная технология биологической очистки городских сточных вод / Н. И. Куликов, Д. Н. Куликов // ВСТ : Водоснабжение и санитарная техника. – 2008. – № 11. – С. 61–64, 71, 72.

172. Пат. 2343122 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 9/14 (2006.01), С 02 F 3/30 (2006.01). Комплексно-блочная модульная очистная станция / Куликов Н. И., Куликова Е. Н., Куликов Д. Н. [и др.] – № 2007108876/15 ; заявл. 09.03.07 ; опубл. 10.01.09.

173. Пат. 2377191 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 3/28 (2006.01). Реактор и способ анаэробной очистки сточных вод / Хердинг В., Хердинг У., Пальц К. и др. ; заявитель и патентообладатель Хердинг ГмбХ Фильтертехник, АТЦ-Эфус Энтвиклунгсцентрум Фюр Ферфаренстехник. – № 2006117344/13 ; заявл. 29.10.04 ; опубл. 27.12.09.

174. Пат. 7452467 США, МПК С 02 F 3/28 (2006.01). Induced sludge bed anaerobic reactor / Hansen Conly L., Hansen Carl S., Watts Edward D. [et al.] ; заявитель и патентообладатель Andigen, LLC, Utah State Univ. – № 11/272293 ; заявл. 10.11.05 ; опубл. 18.10.08 ; НПК 210/603.

175. Global modeling and simulation of three-phase fluidized bed bioreactor / M. Fuentes, M. C. Mussati, N. J. Scenna [et al.] // Comput. and Chem. Eng. – 2009. – 33. – № 1. – P. 359–370.

176. Röhricht M. Granulierter belebter Schlamm – eine Alternative zu konventionellem belebtem Schlamm? / M. Röhricht, J. Keller, M. C. M. Van Loosdrecht // KA – Abwasser, Abfall. – 2007. – 54. – № 4. – P. 369–374.

177. Evaluation of the efficacy of upflow anaerobic sludge blanket reactor in removal of color and reduction of COD in real textile wastewater / Somasiri Wijetunga, Li Xiu-Fen, Ruan Wen-Quan, Jian // Chen. Bioresour. Technol. – 2008. – 99. – № 9. – P. 3692–3699.

178. Anaerobic treatment of low-strength municipal wastewater by a two-stage pilot plant under psychrophilic conditions / J. A. Álvarez, E. Armstrong, M. Gómez [et al.] // Bioresour. Technol. – 2008. – 99. – № 15. – P. 7051–7062.

179. Денисов А. А. Исследование биоценоза иммобилизированной биопленки анаэробного реактора / А. А. Денисов, И. И. Павлинова, А. А. Кадысева // Вестн. Казан. технол. ун-та. – 2007. – № 2. – С. 84–87.

180. Храменков С. В. Предварительная анаэробная очистка концентрированных сточных вод предприятий пищевой промышленности



/ С. В. Храменков, Д. А. Данилович // Водоснабжение и санитарная техника. – 2006. – № 1. – Ч. 2. – С. 28–32.

181. Дятлова Г. В. Очистка сточных вод молокозаводов / Г. В. Дятлова, С. Г. Певнев, Т. Г. Федоровская // Водоснабжение и санитарная техника. – 2008. – № 2. – С. 12–15.

182. Жмур Н. С. Технологические и биохимические процессы очистки сточных вод на сооружениях с аэротенками / Н. С. Жмур. – М. : Изд-во «АКВАРОС», 2003. – 512 с.

183. Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of biologically pretreated abattoir wastewaters in an upflow anaerobic filter / H. Gannoun, H. Bouallagui, A. Okbi [et al.] // J. Hazardous Mater. – 2009. – 170. – № 1. – P. 263–271.

184. Гюнтер Л. И. Метантенки / Л. И. Гюнтер, Л. Л. Гольдфарб. – М. : Стройиздат, 1991. – 128 с. – (Охрана окружающей природной среды).

185. Use of upflow sludge blanket reactor concept for biological waste water treatment especially for anaerobic treatment / G. Lettinga, W. van Velsen, W. Hobma [et al.] // Biotechnol. Bioeng. – 1980. – Vol. 22. – P. 699–734.

186. Anaerobic Reaktoren ihre Eintzbereiche / KA – Korresp. Abwasser, Abfall. – 2009. – 56. – № 11. – P. 1147–1152.

187. Разработка перспективных биотехнологий очистки сточных вод / Д. А. Данилович, М. Н. Козлов, О. В. Мойжес [и др.] // Водоснабжение и санитарная техника. – 2008. – № 10. – С. 58–66.

188. Калюжный С. В. Анаэробная биологическая очистка сточных вод / С. В. Калюжный, Д. А. Данилович, А. Н. Ножевникова. – М. : ВИНТИ, 1991. – 187 с. – (Итоги науки и техники. Серия «Биотехнология» ; т. 29).

189. Комбинированная биолого-химическая очистка сточных вод производства хлебопекарных дрожжей / С. В. Калюжный, М. А. Гладченко, Е. А. Старостина [и др.] // Произ-во спирта и ликероводочных изделий. – 2004. – № 3. – С. 10–14.

190. Пат. 7445715 США, МПК С 02 F 3/00 (2006.01). System for treating wastewater and a controlled reaction-volume module usable therein / Pehrson R. L., Flournoy W. J., Hubbell S. B. ; заявитель и патентообладатель Entex Technologies Inc. – № 11/284792 ; заявл. 22.11.05 ; опубл. 04.11.08 ; НПК 210/615.

191. Пат. 19639, Україна МПК⁷ С 02 F 3/30 (2006). Пристрій для біологічного очищення стічних вод / Свиридов В. Ю., Онищенко Л. О., Колесник П. Є., Лукашенко С. В.; заявник та патентоутримувач Укр. держ. наук.-дослід. і констр.-технол. ін-т водопостачання, водовідведення і екології – № 95125310 ; заявл. 15.12.95 ; опубл. 25.12.97, Бюл. № 6.

192. Словцов А. А. Совершенствование процессов биологической очистки сточных вод с помощью прикрепленных биоценозов : автореф.



дис. на соискание уч. степени канд. техн. наук : спец. 05.23.04 «Водоснабжение, канализация, строительные системы охраны водных ресурсов» / А. А. Словцов. – М., 2008. – 20 с.

193. Пат. 39195 Україна, МПК⁷ С 02 F 3/06. Спосіб біологічного очищення комунальних, побутових і промислових стічних вод, які піддаються біологічному розкладу, та біоплівково-аераційна установка для його здійснення (варіанти) / Макларен Д. С. ; заявник та патентоутримувач Макларен Д. С., US, Тенг Найанфа, US – № 95073446 ; заявл. 03.02.93 ; опубл. 15.06.01, Бюл. № 5.

194. Заявка 1719738 ЕПВ, МПК С 02 F 3/06 (2006.01), С 02 F 3/10 (2006.01). Cassette réacteur biologique pour station d'épuration / Hartenstein M. ; заявитель и патентообладатель EPUR S. A. – № 05103768.7 ; заявл. 04.05.05 ; опубл. 08.11.06.

195. Marques J. J. Attached biomass growth and substrate utilization rate in a moving bed biofilm reactor / J. J. Marques, R. R. Souza, C. S. Souza // Braz. J. Chem. Eng. – 2008. – 25. – № 4. – P. 665–670.

196. Пат. 2369564 Российская Федерация, МПК⁷ С 02 F 3/10 (2006.01). Устройство для иммобилизации микроорганизмов при биологической очистке сточных вод / Левин Е. В. – № 2008112499/15 ; заявл. 31.03.08 ; опубл. 10.10.09.

197. Пат. 7452468 США, МПК С 02 F 3/06 (2006.01), С 02 F 3/12 (2006.01). Method and apparatus for treatment of wastewater / Smith W. G. – № 11/534770 ; заявл. 25.09.06 ; опубл. 18.11.08 ; НПК 210/616.

198. Сучасні технологічні схеми процесів очистки стічних вод від сполук азоту / Н. С. Горбань, Н. Ю. Ревякіна, О. П. Малєєва [та ін.] // Матеріали наук.-практ. конф. «Вода та довкілля» V міжнар. водного форуму «AQUA UKRAINE – 2007», 9–11 жовт. 2007 р., Київ, Україна. – К. : Міжнар. виставк. центр, 2007. – С. 107–108.

199. Журба М. Г. Водоочистные фильтры с плавающей загрузкой : Науч. изд. / М. Г. Журба – М., 2011. – 536 с.

200. Пат. 2374369 Российская Федерация, МПК⁷ D 04 Н 13/00 (2006.01), С 02 F 3/10 (2006.01). Материал-носитель биомассы для обработки воды преимущественно сточных вод / Бачерникова С. Г., Есенкова Н. П., Михалькова А. И. [и др.] ; заявитель и патентообладатель ОАО НИИ неткан. матер. – № 2008104009/12 ; заявл. 01.02.08 ; опубл. 27.11.09.

201. Пат. 50546 Україна, МПК⁷ С 02 F 3/10. Носій для іммобілізації мікроорганізмів / Кошель М. І., Каранов Ю. А., Добриловський Б. В. [та ін.] ; заявник і патентоутримувач Укр. наук.-досл. ін-т спирту і біотехнології продовольчих продуктів. – № 2002021033 ; заявл. 08.02.02 ; опубл. 15.06.04, Бюл. № 6.



202. Заявка 2902418 Франція, МПК С 02 F 9/14 (2006.01), С 02 F 1/52 (2006.01). Procédé et installation pour le traitement biologique a bacteries fixées et une flocculation-decantation / Sauvignet P., Banerjee K., Blumenschein C. ; заявитель и патентообладатель OTV SA. – № 0511669 ; заявл. 17.11.05 ; опубл. 21.12.07.
203. Pascik I. Nitrification von kommunalen Abwassern mit absorbierenden Trägern fixiertem belebtem Schlamm in Wirbelbettreaktoren / I. Pascik, S. Kiiskinen // KA – Korresp. Abwasser. Abfall. – 2008. – 55. – № 11. – P. 1212–1219.
204. Заявка 102007017540 Германия, МПК⁸ С 02 F 3/34 (2006.01). Verfahren und Mittel zur Abwasserreinigung, insbesondere von Textilabwässern / Neumann C., Böhmer U., Noack M. [et al.] ; заявитель и патентообладатель Technische Univ. Dresden, Technische Univ. Bergakademie Freiberg, Vattenfall Europe Mining AG. – № 102007017540.1 ; заявл. 04.04.07 ; опубл. 09.10.08.
205. Decolourisation and detoxication of textile effluents by fungal biosorption / V. Prigione, V. Tigini, C. Pezzella [et al.] // Water Res. – 2008. – 42. – № 12. – P. 2911–2920.
206. Гвоздяк П. І. Спухання активного мулу: хто винен і що робити? / П. І. Гвоздяк // Вода і водоочисні технології. – 2006. – № 3. – С. 38–44.
207. Rogalla F. Finding sources of carbon / F. Rogalla // Water and waste treat. – 2008. – 51. – № 10. – P. 39–41 [nar. 1].
208. Effect of the carbon source on N₂O emissions during the process of wastewater denitrification / N. Adouani, T. Lendormi, L. Limousy [et al.] // 18 International Congress of Chemical and Process Engineering, Prague, 24–28 aug. 2008. – Prague : Czech Soc. Chem. Eng., 2008. – P. 4806–4807.
209. Пат. 7384554 США, МПК С 02 F 3/00 (2006.01). Methods for total nitrogen removal from waste streams / Rittmann B. E., Torres C., Cowman J.; заявитель и патентообладатель Northwestern Univ. – № 11/129133 ; заявл. 13.05.05 ; опубл. 10.06.08 ; НПК 210/603.
210. Пат. 1346587 SU, МПК С 02 F 3/30. Способ биологической очистки сточных вод от фосфора и азота / Коган Ю. А. – Л., Рубин Д. А., Щербина А. А. [и др.] ; заявитель и патентообладатель Ташкентский филиал ВНИИ «ВОДГЕО». – № 4007564/29-26 ; заявл. 06.01.86 ; опубл. 23.10.87, Бюл. № 39.
211. Баженов В. И. Инженерное оформление крупных аэротенков по экологичному принципу / В. И. Баженов // Водоочистка. Водоподготовка. Водоснабжение. – 2008. – № 1. – С. 66–79.
212. Николаев А. Н. Обеспечение требований по сбросу азота и фосфора в бассейн Балтийского моря / А. Н. Николаев, Е. М. Крючихин, О. А. Маркушева // Экология произ-ва. – 2010. – № 5. – С. 45–48.



213. Primerjava strategij vodenja odstranjevanja dušikovih komponent na študijskem modelu čistilne naprave odpadnih voda / A. Stare, N. Hvala, D. Vrečko [et al.] // *Elektrotehn. vestn.* – 2008. – 75. – № 4. – P. 183–188.
214. Remoção de nitrogênio de efluente agroindustrial utilizando biorreatores / R. M. Teixeira, V. Reginatto, P. F. Fontanella [et al.] // *Acta Sci Technol.* – 2008. – 30. – № 2. – P. 209–213.
215. Fernández F. J. Effect of the internal recycles on the phosphorus removal efficiency of a WWTP / F. J. Fernández, J. Villaseñor, L. Rodríguez // *Ind. and Eng. Chem. Res.* – 2007. – 46. – № 22. – P. 7300–7307.
216. Пат. 7195712 США, МПК С 02 F 3/30 (2006.01). Wastewater treatment apparatus and method for removing nitrogen and phosphorus / Park Jong Bok, Lee Jae Jin, Jeong Yong Dae [et al.] ; заявитель и патентообладатель Samsung Electronics Co. – № 10/505424 ; заявл. 05.06.02 ; опубл. 27.03.07 ; НПК 210/605.
217. Ren Nan-qi Удаление из сточных вод фосфора и азота в комбинированной системе / Ren Nan-qi, Wang Xiu-heng, Dong Jing-hao // *Huanjing kexue = Environ. Sci.* – 2007. – 28. – № 1. – P. 108–112.
218. Tausalz, Temperatur und chemische P-Fällung / R. Koch, A. Straub, S. Mangold [et al.] // *WWT: Wasserwirt. Wassertechn.* – 2008. – № 11-12. – P. 41–46.
219. Steady-state model-based evaluation of sulfate reduction, autotrophic denitrification and nitrification integrated (SANI) process / Lu Hui, Wang Jin, Li Shen [et al.] // *Water Res.* – 2009. – 43. – № 14. – P. 3613–3621.
220. Пат. 7438813 США, МПК С 02 F 3/00 (2006.01). Ammonia oxidation and pipe denitrification / Pedros P. B., Dobie K. - № 11/787030 ; заявл. 13.04.07 ; опубл. 13.04.07 ; НПК 210/603.
221. Buchmeier J. Nutzung interner Kohlenstoffquellen / J. Buchmeier // *WWT : Wasserwirt. Wassertechn.* – 2008. – № 1-12. – P. 18–24.
222. Membrane-aerated biofilm reactor behaviors for the treatment of high-strength ammonium industrial wastewater / C. Cao, L. Zhao, D. Xu [et al.] // *Chem. Eng. and Technol.* – 2009. – 32. – № 4. – P. 613–621.
223. Treatment of super high concentration ammonium wastewater with immobilized aerobic nitrifying bacteria and stripping effects / H. Yamasaki, S. Murakami, T. Ito [et al.] // 18 International Congress of Chemical and Process Engineering, Prague, 24–28 aug. 2008. – Prague : Czech Soc. Chem. Eng., 2008. – P. 3914.
224. Abma W., Mulder J. The advance of Anammox / W. Abma, J. Mulder // *Water* 21. – 2007. – P. 36, 37.
225. Reginatto V. Anaerobic ammonium oxidation in a bioreactor treating slaughterhouse wastewater / V. Reginatto // *Brazilian Journal of Chemical Engineering.* – 2005. – Vol. 22. – № 4. – P. 593–600.



226. Пат. 7407579 США, МПК С 02 F 3/28 (2006.01). Method and apparatus for treating ammonium-containing liquid / Sumino Tasuo, Isaka Kazuichi ; заявитель и патентообладатель Hitachi Plant Technologies, Ltd. – № 11/258847 ; заявл. 27.10.05 ; опубл. 05.08.08 ; НПК 210/603.
227. Yang Zhiquan. Start-up of simultaneous removal of ammonium and sulfate from an anaerobic ammonium oxidation (anammox) process in an anaerobic up-flow bioreactor / Yang Zhiquan, Zhou Shaoqi, Sun Yanbo // J. Hazardous Mater. – 2009. – 169. – № 1-3. – P. 113–118.
228. Short- and long-term effects of temperature on the Anammox process / J. Dosta, I. Fernández, J. R. Vázquez-Padín [et al.] // J. Hazardous Mater. – 2008. – 154. – № 1-3. – P. 688–693.
229. Гвоздяк П. І. Анаммох – альтернатива класичній нітриденітрифікації / П. І. Гвоздяк, М. В. Михайловська // Сучасні проблеми охорони довкілля, раціонального використання водних ресурсів та очистки природних і стічних вод : наук.-практ. конф., 23–27 квіт. 2007 р. : тези допов. – Миргород, 2007. – С. 28–31.
230. Гвоздяк П. І. Нові привабливі біотехнології очищення води від амонійного азоту / П. І. Гвоздяк, М. В. Михайловська, М. В. Безкровна [та ін.] // З'їзд Товар-ва мікробіол. України ім. С. М. Виноградського : з'їзд, 25-30 трав. 2009 р. : тези допов. – Ужгород, 2009. – С. 9.
231. Безкровная М. В. Оптимизация процесса биологического удаления минерального азота из сточных вод / М. В. Безкровная // Вода і водоочисні технології. – 2008. – № 3. – С. 44–48.
232. Михайловська М. В. Знешкодження екологічно небезпечних рідких відходів коксохімічних виробництв : дис. ... канд. техн. наук : спец. 21.06.01 / Михайловська Марина Вікторівна. – К., 2010. – 165 с.
233. Пат. 33353 Україна, МПК⁷ С 02 F 3/30. Спосіб біологічного очищення стічних вод від сполук амонію / Гвоздяк П. І., Безкровна М. В., Михайловська М. В. ; заявники і патентовласники Гвоздяк П. І., Безкровна М. В., Михайловська М. В. – №u200712571 ; заявл. 13.11.07 ; опубл. 25.06.08, Бюл. № 12.
234. Пат. 7384553 США, МПК С 02 F 3/28 (2006.01), С 02 F 3/34 (2006.01). Method for operating anaerobic ammonium oxidation vessel and anaerobic ammonium oxidation equipment / Isaka Kazuichi, Sumino Tatsuo ; заявитель и патентообладатель Hitachi Plant Technologies, Ltd. – № 11/153682 ; заявл. 16.06.05 ; опубл. 10.06.08 ; НПК 210/601.
235. Пусковой период процесса ANAMMOX с использованием биофильтра / Tian Zhi-yong, Li Dong, Yang Hong [et al.] // Beijing gongye daxue xuebao = J. Beijing Univ. Technol. – 2009. – 35. – № 4. – P. 509–515.



236. Biofilm and granular system to improve Anammox biomass retention / I. Fernández, J. R. Vázquez-Padín, A. Mosquera-Corral [et al.] // *Biochem. Eng. J.* – 2008. – 42. – № 3. – P. 308–313.
237. Van Dongen L. G. J. M. The combined Charon/Anammox process: A sustainable method for N-removal from sludge water / L. G. J. M. Van Dongen, M. S. M. Jetten, M. C. M. Van Loosdrecht // *Water and Wastewater Practitioner Series : STOWA Report : IWA Publishing*, 2001. – 63 с.
238. Алексеев М. И. Работа двухреакторной системы АНАММОКС в условиях залповых сбросов промышленных сточных вод / М. И. Алексеев, Ю. А. Николаев, Е. А. Казакова // *Вестн. гр. инж.* – 2008. – № 2. – С. 72–75.
239. Анаэробное окисление аммония в возвратных потоках от обработки сброженного осадка (анаммокс) / Ю. А. Николаев, Д. А. Данилович, О. В. Мойжес [и др.] // *Сб. статей и публикаций московского водоканала.* – М. : Мосводоканал, 2008. – Вып. 1. – С. 215–230.
240. Экономическая альтернатива. Высокоскоростное удаление аммиака через окисление до нитритов по технологии SHARON / Дж. У. Мулдер, Дж. О. Дж. Дуин, Дж. Говерд [и др.] // *Вода Мад.* – 2008. – № 3. – С. 46–53.
241. Гладченко М. А. Новые процессы биокаталитической очистки сточных вод от азотных загрязнений / М. А. Гладченко, С. В. Калюжный // *Катализ в промышленности.* – 2006. – № 1. – С. 36–41.
242. Унифицированные методы анализа воды / под ред. Ю. Ю. Лурье. – М. : Химия, 1973. – 376 с.
243. Кульский Л. А. Химия и микробиология воды : [практикум] / Л. А. Кульский, Т. М. Левченко, М. В. Петрова. – 2-е изд., перераб. и доп. – К. : Вища шк. : Головное изд-во, 1987. – 175 с.
244. Методика визначення хімічного споживання кисню (ХСК) в поверхневих і стічних водах : КНД 211.1.4.021-95. – Офіц. вид. – К. : М-во охорони навколишнього природного середовища та ядерної безпеки України, 1995. – 17 с. (Керівний нормативний документ. Метрологічне забезпечення).
245. Мацнев А. І. Практикум з моніторингу та інженерних методів охорони довкілля / А. І. Мацнев, С. Б. Проценко, Л. А. Саблій. – Рівне : ВАТ «Рівненська друкарня», 2002. – 460 с.
246. Методика визначення біохімічного споживання кисню після n днів (БСК) в поверхневих і стічних водах : КНД 211.1.4.024-95. – Офіц. вид. – К. : М-во охорони навколишнього природного середовища та ядерної безпеки України, 1995. – 21 с. (Керівний нормативний документ. Метрологічне забезпечення).



247. Методика титриметричного визначення загального азоту в стічних водах : КНД 211.1.4.031-95. – Офіц. вид. – К. : М-во охорони навколишнього природного середовища та ядерної безпеки України, 1995. – 12 с. (Керівний нормативний документ. Метрологічне забезпечення).
248. Методика виконання вимірювань масової концентрації амоній-іонів фотоелектроколориметричним методом з реактивом Неслера. Поверхневі, підземні та зворотні води. : МВВ № 081/12-0106-03. – К. : М-во охорони навколишнього природного середовища України, 2003. – 13 с.
249. Методика фотометричного визначення нітрит-іонів з реактивом Гріса в поверхневих та очищених стічних водах : КНД 211.1.4.023-95. – Офіц. вид. – К. : М-во охорони навколишнього природного середовища та ядерної безпеки України, 1995. – 12с. (Керівний нормативний документ. Метрологічне забезпечення).
250. Методика фотометричного визначення нітратів з саліциловою кислотою у поверхневих та біологічно очищених стічних водах : КНД 211.1.4.027-95. – Офіц. вид. – К. : М-во охорони навколишнього природного середовища та ядерної безпеки України, 1995. – 11 с. (Керівний нормативний документ. Метрологічне забезпечення).
251. Біотестування та визначення рівнів гострої летальної токсичності зворотних вод, які відводяться у водні об'єкти : КНД 211.1.4.046-95. – К. : М-во охорони навколишнього природного середовища та ядерної безпеки України, 1990. – 19 с. – (Керівний нормативний документ. Методика).
252. Козлов Л. Ф. Ламінарний пограничний слой при наличии отсасывания / Л. Ф. Козлов. – К. : Наукова думка, 1968. – 195 с.
253. Вулис Л. А. Теория струй вязкой жидкости / Л. А. Вулис, В. П. Кашкаров. – М. : Физматгиз, 1965. – 467 с.
254. Козлов Л. П. Дослідження ламінарного пограничного шару та його переходу у турбулентний / Л. П. Козлов. – К. : Наукова думка, 1974. – 175 с.
255. Кутателадзе С. С. Тепломассообмен и трение в турбулентном пограничном слое / С. С. Кутателадзе, А. И. Леонтьев. – М. : Энергия, 1972. – 344 с.
256. Гиневский А. С. Теория турбулентных струй и следов / А. С. Гиневский. – М. : Машиностроение, 1969. – 400 с.
257. Мхитарян А. М. Аэродинамика / А. М. Мхитарян. – М. : Машиностроение. – 1970. – 428 с.
258. Максимов В. С. Ламінарная полуограниченная струя, растекающаяся в спутном потоке / В. С. Максимов // Некоторые вопросы аэродинамики и электрогидродинамики : сб. науч. тр. – К. : КИИГА, 1966. – Вып. 2. – С. 20–32.



259. Максимов В. С. К расчету параметров начального и переходного участков затопленной турбулентной струи, распространяющейся по поверхности цилиндра вдоль образующей / В. С. Максимов, Е. Ю. Степаненко // Некоторые вопросы аэродинамики и электрогидродинамики : сб. науч. тр. – К. : КИИГА, 1970. – Вып. 6. – С. 63–70.
260. Акатнов Н. И. Распространение плоской турбулентной струи вдоль твердой, гладкой и шероховатой поверхности / Н. И. Акатнов // Изв. АН СССР : ОТН : Механика и машиностроение. – 1960. – № 1. – с. 31–39.
261. Акатнов Н. И. Плоская полуограниченная струя на криволинейной поверхности / Н. И. Акатнов, Сюй Мян-фин // ПМТФ. – 1962. – № 6. – С. 73–78.
262. Алияров Б. К. Экспериментальное исследование закономерностей распространения турбулентных полуограниченных струй, развивающихся вдоль гладкой и трубчатой плоских поверхностей. Проблемы теплоэнергетики и прикладной теплофизики / Б. К. Алияров, З. Б. Сакипов, Л. П. Ярин. – 1966. – Вып. 3. – С. 82–90.
263. Артюх Л. Ю. Струя вдоль пористого конуса / Л. Ю. Артюх, В. П. Кашкаров // Тез. докл. I всесоюз. науч.-техн. конф. по прикладной аэродинамике. – К. : КИИГА, 1966. – С. 4.
264. Артюх Л. Ю. О расчете ламинарной полуограниченной струи, распространяющейся вдоль пористой пластины. Теплофизика и радиационная физика / Л. Ю. Артюх, Э. А. Закарин, М. Б. Тышканбаева // Тр. Казах. респ. конф. – Алма-Ата, 1979. – Т. 2. – С. 73–80.
265. Баскакова А. Г. Экспериментальное исследование плоской турбулентной полуограниченной струи на пористой поверхности / А. Г. Баскакова, В. Т. Мовчан, А. И. Переверзев // Аэродинамика. – 1973. – Вып. 8. – С. 15–20.
266. Ибрагимов И. И. Экспериментальное исследование осесимметричной полуограниченной струи в попутном потоке / И. И. Ибрагимов, Б. П. Устименко // Изв. АН Казах. ССР : серия физ. - мат. наук. – 1964. – Вып. 2. – С. 72–79.
267. Лабинов С. Д. Исследование течения полуограниченной турбулентной струи / С. Д. Лабинов // Некоторые вопросы аэродинамики и электрогидродинамики : сб. науч. тр. – К.: КИИГА, 1964. – Вып. 1. – С. 52–60.
268. Вулис Л. А. Теория струй вязкой жидкости / Л. А. Вулис, В. П. Кашкаров. – М. : Физматгиз, 1965. – 467 с.
269. Мовчан В. Т. О распространении полуограниченной осесимметричной струи несжимаемой жидкости в попутном градиентном потоке / В. Т. Мовчан // Некоторые вопросы аэродинамики и



электрогидродинамики : сб. науч. тр. – К.: КИИГА, 1966. – Вып. 2. – С. 70–78.

270. Гинзбург И. П. Аэрогазодинамика / И. П. Гинзбург. – М. : Высшая школа, 1966. – 404 с.

271. Романенко П. Н. Тепломассообмен и трение при градиентном течении жидкостей / П. Н. Романенко. – М. : Энергия, 1971. – 568 с.

272. Романенко П. Н. Гидродинамика и тепломассообмен в пограничном слое / П. Н. Романенко. – М. : Энергия, 1974. – 464 с.

273. Мотулевич В. П. Турбулентный теплообмен на пластине при пористом отсосе и подаче различных газов / В. П. Мотулевич // ИФЖ. – 1963. – № 1. – С. 29–35.

274. Кутателадзе С. С. Основы теории теплообмена / С. С. Кутателадзе. – Новосибирск : Наука, 1970. – 659 с.

275. Лапин Ю. В. Турбулентный пограничный слой в сверхзвуковых потоках газа / Ю. В. Лапин. – М. : Наука, 1970. – 343 с.

276. Савин В. К. Исследование гидродинамики в пристенном пограничном слое полуограниченной струи / В. К. Савин // ИФЖ. – 1969. – Т. 17. – № 4. – С. 83–89.

277. Смыслов В. В. Гідравліка і аеродинаміка / В. В. Смыслов. – К. : Вища школа. – 1971. – 348 с.

278. Повх И. Л. Техническая гидромеханика / И. Л. Повх. – Л. : Машиностроение, 1969. – 524 с.

279. Федяевский К. К. Гидромеханика / К. К. Федяевский. – Л. : Судостроение, 1968. – 568 с.

280. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя / Г. Шлихтинг. – М. : Наука, 1969. – 744 с.

281. Журба М. Г. Очистка воды на зернистых фильтрах / М. Г. Журба. – Львов : Вища школа. – 1980. – 200 с.

282. Жужиков В. А. Фильтрация. Теория и практика разделения суспензий / В. А. Жужиков. – М. : Химия. – 1980. – 400 с.

283. Романков П. Г. Гидромеханические процессы химической технологии / П. Г. Романков, М. И. Курочкина. – Л. : Химия. – 1982. – 288 с.

284. Капранов Ю. И. Модели кольтации пористых сред / Ю. И. Капранов // Математические модели фильтрации и их применение : сб. науч. тр. – Новосибирск : Изд-во СОРАН, 1999. – с. 89–97.

285. Киселев С. К. Гидродинамическая модель фильтрации при очистке подземных вод от соединений железа / С. К. Киселев, А. Я. Олейник // Прикладная гидромеханика. – 1999. – Т. 1 (73). – с. 20–25.

286. Сандуляк А. В. Магнито-фильтрационная очистка жидкостей и газов / А. В. Сандуляк. – М. : Химия, 1988. – 136 с.



287. Вольтерра В. Математическая теория борьбы за существование / В. Вольтерра ; [пер. с франц. О. Н. Бондаренко ; под ред. Ю. М. Свиричева]. – М. : Главная ред. физ.-мат. лит-ры изд-ва «Наука», 1976. – 286 с.
288. Математические модели контроля загрязнения воды / под ред. А. Джеймса. – М. : Мир, 1981. – 464 с.
289. Мацнев А. І. Попереднє біологічне очищення стічних вод / А. І. Мацнев, Л. А. Саблій, Н. О. Омельчук // Вісник Рівненського держ. техн. ун-ту : зб. наук. праць. – 2001. – Вип. 4 (11). – С. 126–132.
290. Wastewater purification from colorant by flotation and biocoagulation [Електронний ресурс] / V. Lunov, L Sabliy, K. Jaromin, G. Łagód // Society of Ecological Chemistry and Engineering (SEChE), Proceeding of ECOpole. – 2012. - No. 6 (1).- P. 135-141. - Режим доступу до журн.:
DOI:10.2429/proc.2012. 6(1) 018
291. Ксенофонтов Б. С. Очистка сточных вод: флотация и сгущение осадков / Б. С. Ксенофонтов. – М. : Химия, 1992. – 144 с.
292. Мацнев А. І. Очистка сточных вод флотацией / А. І. Мацнев. – К. : «Будівельник», 1976. – 132 с.
293. Пат. № 43675 Україна, МПК⁷ С 02 F 3/34. Спосіб преаерації стічних вод / Мацнев А. І., Саблій Л. А., Омельчук Н. О. ; заявник і патентовласник Рівненський держ. техн. ун-т. – № 2001053021 ; заявл. 03.05.01; опубл. 17.12.01, Бюл. № 11.
294. Пат. № 43264 Україна, МПК⁷ С 02 F 3/34. Спосіб попереднього біологічного очищення стічних вод / Мацнев А. І., Саблій Л. А., Омельчук Н. О. ; заявник і патентовласник Рівненський держ. техн. ун-т. – № 2001053201 ; заявл. 14.05.01; опубл. 15.11.01, Бюл. № 10.
295. Саблій Л. А. Процес сорбції міді на активному мулі / Л. А. Саблій, М. В. Петренко // Вісник Нац. ун-ту водного господарства та природокористування : зб. наук. праць. – 2005. – Вип. 3 (31). – С. 335–342.
296. Очистка воды электрокоагуляцией / Л. А. Кульский, П. П. Строкач, В. А. Слипченко, Е. И. Сайгак. – К. : «Будівельник», 1978. – 112 с.
297. Назарян М. М. Электрокоагуляторы для очистки промышленных стоков / М. М. Назарян, В. Т. Ефимов. – Х. : Вища школа : Изд-во при Харьк. ун-те, 1983. – 144 с.
298. Саблій Л. А. Дослідження процесу електрокоагуляції-флотації для очищення стічних вод молокозаводу / Л. А. Саблій, О. П. Мандзюк // Вісник Нац. ун-ту водного господарства та природокористування : зб. наук. праць. – 2005. – Вип. 3 (31). – С. 343–347.
299. Калужный С. В. Высокоинтенсивные анаэробные биотехнологии очистки промышленных сточных вод / С. В. Калужный // Катализ в промышленности. – 2004. – № 6. – С. 42–50.



300. Пат. України на корисну модель № 70203 МПК⁷ С 02 F 3/30 (2006.01). Спосіб біологічного очищення стічних вод з використанням гранульованого активного мулу / Кузьмінський Є.В., Саблій Л.А., Жукова В.С., Козар М.Ю. ; заявник та патентоутримувач НТУУ «КПІ». – № u201115687 ; заявл. 30.12.11 ; опубл. 25.05.12, Бюл. № 10.

301. Определитель пресноводных беспозвоночных европейской части СССР (Планктон и бентос) / отв. ред. Л. А. Кутикова, Я. И. Старобогатов. – Л. : Гидрометеиздат, 1977. – 511 с.

302. Пат. України на корисну модель № 64416 МПК⁷ С 02 F 3/34 (2006.01). Анаеробний біореактор для очищення стічних вод / Саблій Л.А., Жукова В.С. ; заявник та патентоутримувач НТУУ «КПІ». - № u201103743 ; заявл. 28.03.11 ; опубл. 10.11.11, Бюл. № 21.

303. Пат. України на корисну модель № 64417 МПК⁷ С 02 F 3/02 (2006.01). Аеробний біореактор / Саблій Л.А., Жукова В.С. ; заявник та патентоутримувач НТУУ «КПІ». - № u201103744 ; заявл. 28.03.11 ; опубл. 10.11.11, Бюл. № 21.

304. Пат. України на корисну модель № 61650 МПК⁷ С 02 F 3/02 (2006.01). Пристрій для аеробного біологічного очищення стічних вод / Кузьмінський Є.В., Саблій Л.А., Жукова В.С. ; заявник та патентоутримувач НТУУ «КПІ». - № u201015914 ; заявл. 29.12.10 ; опубл. 25.07.11, Бюл. № 14.

305. Саблій Л. А. Знебарвлення стічних вод суконної фабрики з використанням реагентних методів / Л. А. Саблій, Н. О. Саблій // Вісник Рівненського держ. техн. ун-ту : зб. наук. праць. – 1999. – Вип. 2. – Ч. 2. – С. 106–109.

306. Саблій Л. А. Попередня очистка стічних вод суконних фабрик / Л. А. Саблій, Н. О. Омельчук // Вісник Рівненського держ. техн. ун-ту: зб. наук. праць. – 2000. – Вип. 4 (6). – С. 174–180.

307. Саблій Л. А. Шляхи очищення стічних вод трикотажних фабрик від барвників / Л. А. Саблій, І. Г. Маркина // зб. статей за матер. III наук.-техн. конф. (Рівне, 24 бер. – 16 квіт. 1997 р.) / Укр. держ. акад. водного госп-ва. – Рівне, 1997. – Ч. 3 : Промислове та цивільне будівництво. – С. 132.

308. Пат. України на корисну модель № 70116 МПК⁷ С 02 F 1/24 (2006.01). Пристрій для флотаційного очищення стічних вод / Гвоздяк П. І., Саблій Л.А., Жукова В.С. ; заявник та патентоутримувач НТУУ «КПІ». – № u201113926 ; заявл. 25.11.11 ; опубл. 25.05.12, Бюл. № 10.

309. Пат. № 53985 Україна, МПК⁷ С 02 F 3/34. Горизонтальний біофільтр для очищення стічних вод / Гіроль М. М., Саблій Л. А.,



Кононцев С. В. ; заявник та патентоутримувач Рівненський держ. техн. ун-т. – № 2002043024 ; заявл. 15.04.02 ; опубл. 17.02.03, Бюл. № 2.

310. Пат. № 37721 Україна, МПК⁷ С 02 F 3/34. Спосіб біологічного доочищення стічних вод / Саблій Л. А., Кононцев С. В. ; заявник та патентоутримувач Рівненський держ. техн. ун-т. – № 2000041988 ; заявл. 07.04.00 ; опубл. 15.05.01, Бюл. № 4.

311. Саблій Л. А. Біотехнологія очищення стічних вод підприємств молочної промисловості / Л. А. Саблій, С. В. Кононцев // Вісник Укр. держ. ун-ту водного господарства та природокористування : зб. наук. праць. – 2003. – Вип. 2 (21). – С. 142–150.

312. Пат. України на винахід № 94856 МПК⁷ С 02 F 3/30 (2006.01). Спосіб біологічного очищення стічних вод / Гвоздяк П. І., Кузьмінський Є. В., Саблій Л. А., Жукова В. С. ; заявник та патентоутримувач НТУУ «КПІ». - № u201006126 ; заявл. 20.05.10 ; опубл. 10.06.11, Бюл. № 11.

313. Пат. України на винахід № 97747 МПК⁷ С 02 F 3/02 (2006.01). Спосіб аеробного біологічного очищення стічних вод / Гвоздяк П. І., Глоба Л. І., Саблій Л. А., Капарник А. І., Борисенко О. О., Жукова В. С. ; заявник та патентоутримувач НТУУ «КПІ». – № u201014394 ; заявл. 01.12.10 ; опубл. 12.03.12, Бюл. № 5.

314. Anaerobic and aerobic treatment of wastewater of milk plants [Електронний ресурс] / L. Sabliy, Y. Kuzminskiy, P. Gvozdyak, G. Lagód // SEChE, Proceedings of ECOPE. – 2009. – № 2. – Vol. 3. – P. 373–378. – Режим доступу до журн.:

http://tchie.uni.opole.pl/ecoproc09b/SabliyKuziminskiy_PECO09_2.pdf



Графіки залежності ефекту очищення стічних вод в анаеробно-аеробних ступеневих біореакторах за ХСК від початкової концентрації органічних речовин (за показником ХСК)

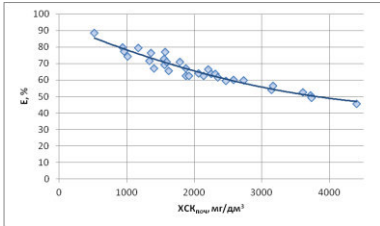


Рис. 1. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (Е) від початкової концентрації ($XSK_{\text{поч}}$) в анаеробному біореакторі I ступеня

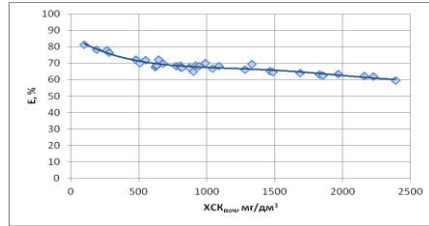


Рис. 2. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (Е) від початкової концентрації ($XSK_{\text{поч}}$) в анаеробному біореакторі II ступеня

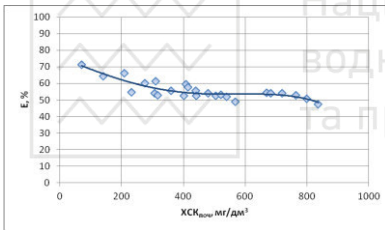


Рис. 3. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (Е) від початкової концентрації ($XSK_{\text{поч}}$) в аноксидному біореакторі I ступеня

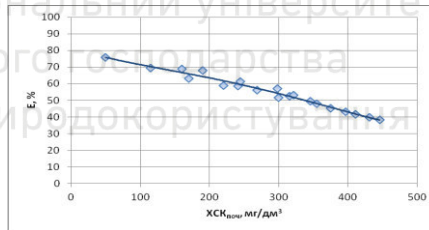


Рис. 4. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (Е) від початкової концентрації ($XSK_{\text{поч}}$) в аноксидному біореакторі II ступеня

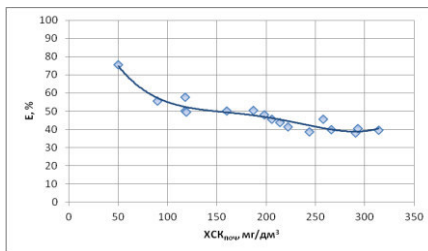


Рис. 5. Залежність ефекту очищення від органічних речовин за ХСК (Е) від початкової концентрації ($XSK_{\text{поч}}$) в аеробному біореакторі



Графіки залежності окисної потужності анаеробно-аеробних біореакторів за ХСК від концентрації органічних речовин на виході (за показником ХСК)

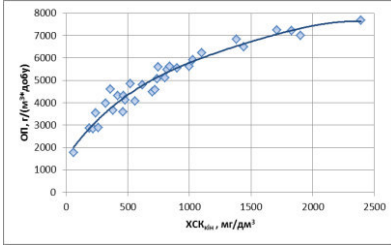


Рис. 1. Залежність деструктивної потужності анаеробного біореактора I ступеня (ОП) від концентрації органічних речовин в очищеній воді (ХСК_{кін})

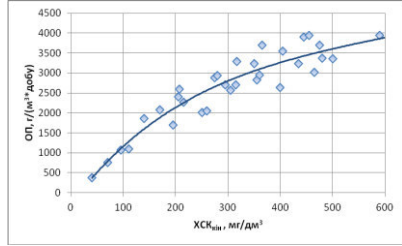


Рис. 2. Залежність деструктивної потужності анаеробного біореактора II ступеня (ОП) від концентрації органічних речовин в очищеній воді (ХСК_{кін})

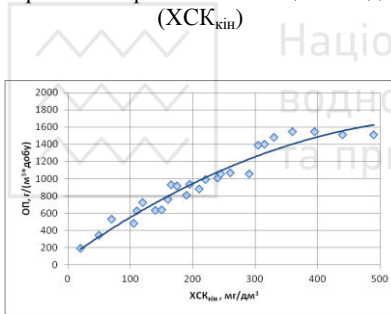


Рис. 3. Залежність окисної потужності аноксидного біореактора I ступеня (ОП) від концентрації органічних речовин в очищеній воді (ХСК_{кін})

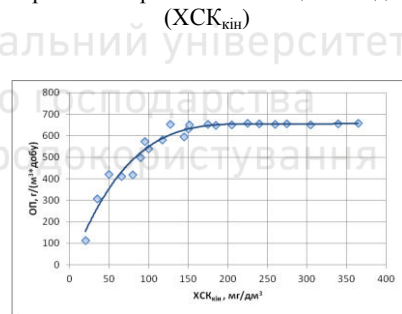


Рис. 4. Залежність окисної потужності аноксидного біореактора II ступеня (ОП) від концентрації органічних речовин в очищеній воді (ХСК_{кін})

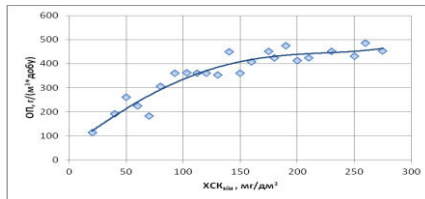


Рис. 5. Залежність окисної потужності аеробного біореактора (ОП) від концентрації органічних речовин в очищеній воді (ХСК_{кін})



Графіки подвійних обернених величин для визначення кінетичних констант процесу окиснення органічних речовин в біореакторах

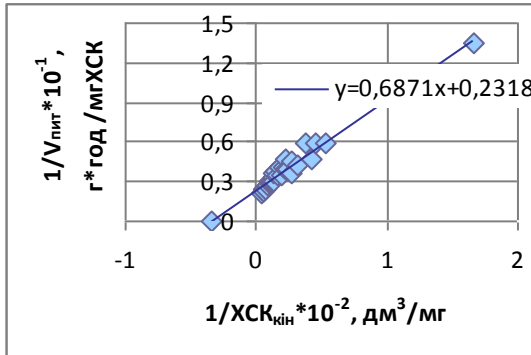


Рис. 1. Графік подвійних обернених величин для анаеробного біореактора I ступеня

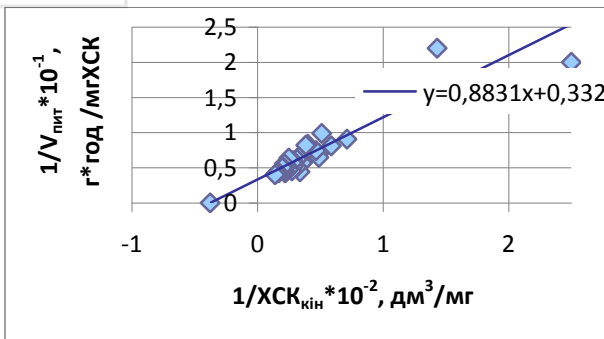


Рис. 2. Графік подвійних обернених величин для анаеробного біореактора II ступеня

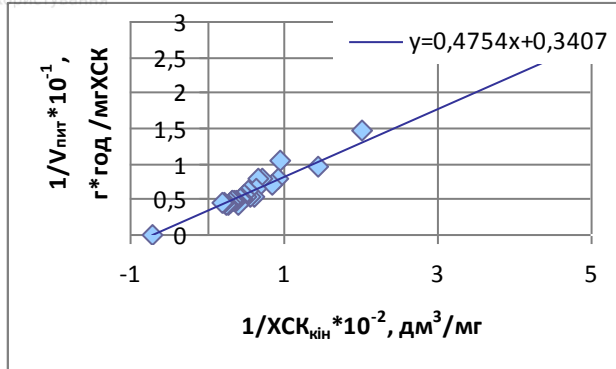


Рис. 3. Графік подвійних обернених величин для аноксидного біореактора I ступеня

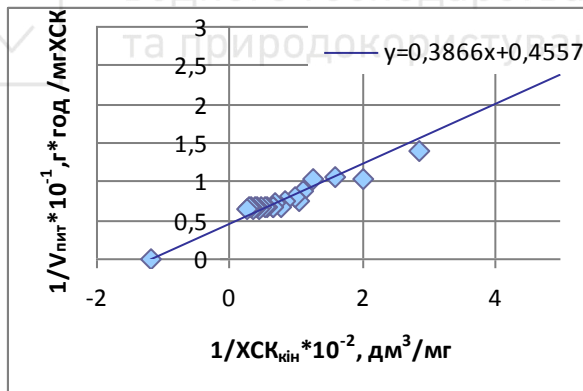


Рис. 4. Графік подвійних обернених величин для аноксидного біореактора II ступеня

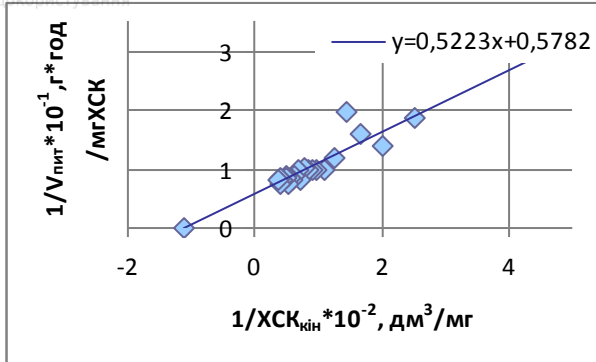
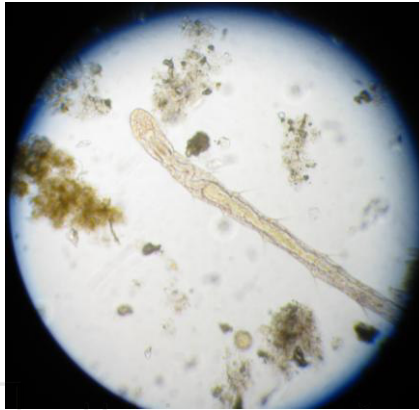


Рис. 5. Графік подвійних обернених величин
для аеробного біореактора





Мікрофотознімки вільноплаваючого мулу аноксидних і аеробних біореакторів (x400)

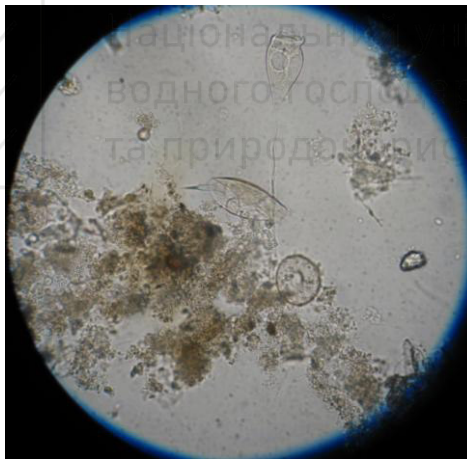
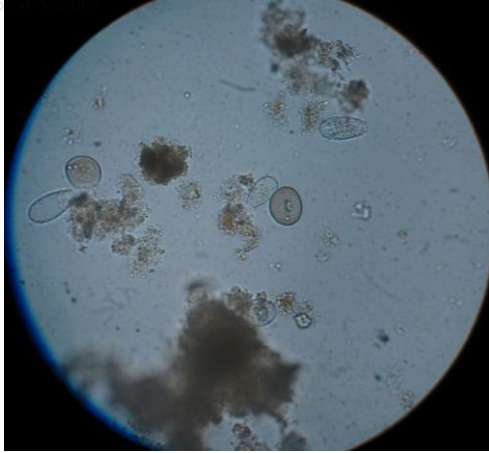


Національний університет
водного господарства
та природокористування





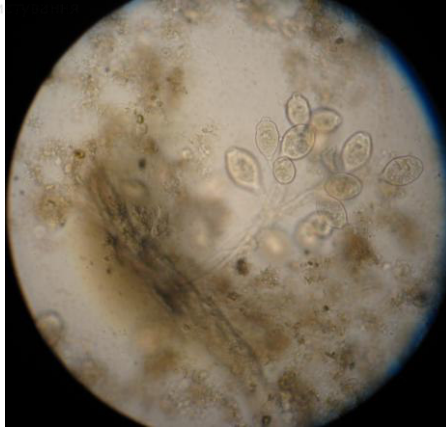
Національний університет
водного господарства
та природокористування



Національний університет
водного господарства
та природокористування



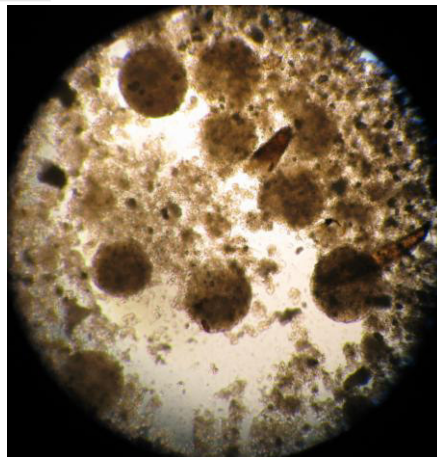
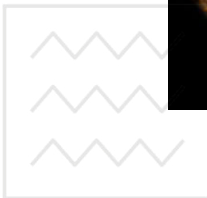
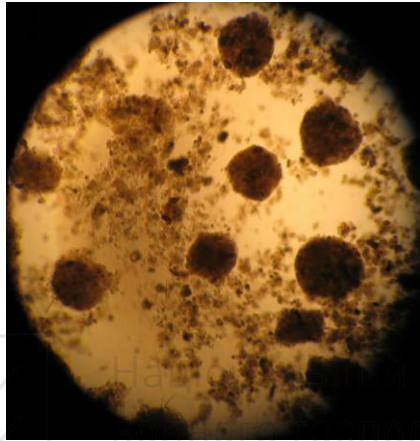
Національний університет
водного господарства
та природокористування



Національний університет
водного господарства
та природокористування



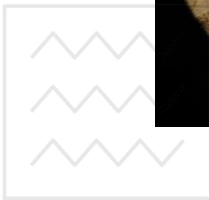
Гранулоутворення у вільноплаваючому мулі (x400)



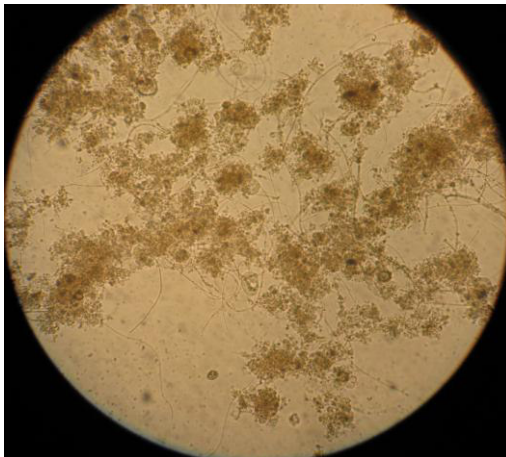


Додаток Ж

Мікрофотознімки «вспухшого» активного мулу очисних споруд
Славутського солодового заводу (x400)

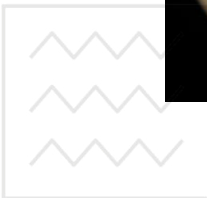


ерситет
тва
та природокористування



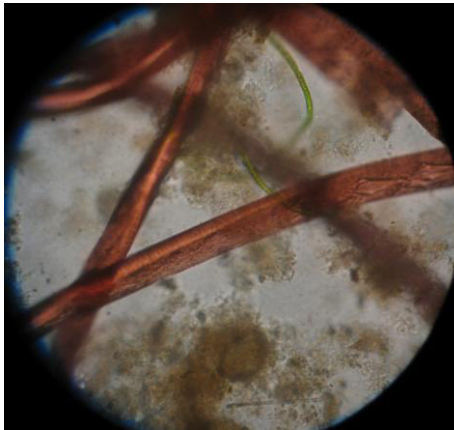


Мікрофотознімки носіїв ВІЯ з іммобілізованими мікроорганізмами
аноксидних і аеробних біореакторів

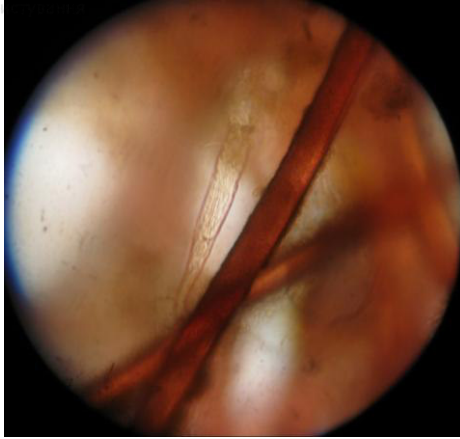


Національний університет
водного господарства
та природокористування

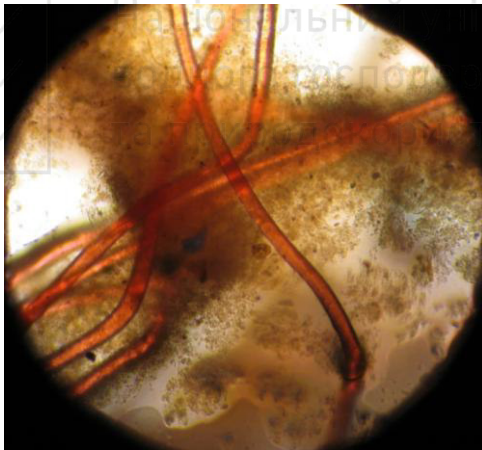
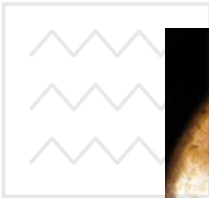
x400



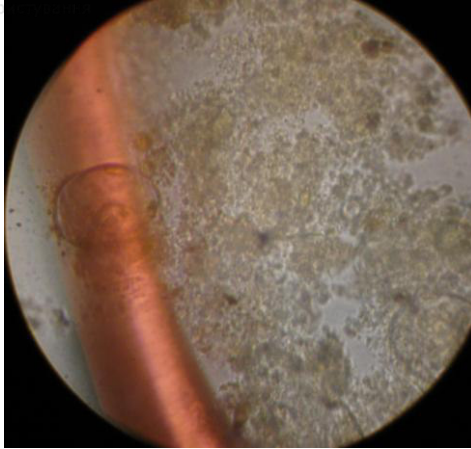
x400



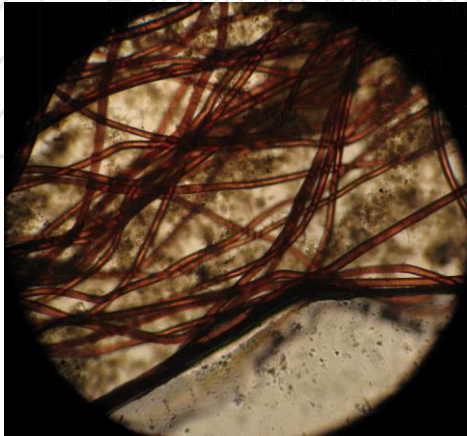
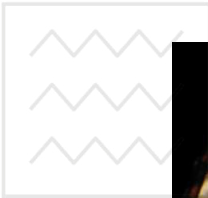
x400



x200



x600



x200



Експериментально-виробнича установка з анаеробно-аеробного очищення
стічних вод Славутського солодового заводу



Рис. 1. Фото анаеробного біореактора під час монтажу (зверху) і після досліджень (внизу)



Рис. 2. Фото аеробного біореактора під час монтажу (зверху) і аноксидного при гідравлічному випробуванні (знизу)



Рис. 3. Фото анаеробного біореактора під час гідравлічного випробування (зверху) і загальний вигляд експериментальної установки під час монтажу (знизу)



Очисні споруди лікарні відновного лікування МВС України м. Києва після
реконструкції за новою біотехнологією



Рис. 1. Фото очисної станції з біореакторами з іммобілізованими мікроорганізмами (зверху) і окремого біореактора (знизу)



Рис.2. Фото установки фільтраційних мішків (зверху) та парку лікарні зі ставком, в який відводять очищену стічну воду (знизу)



Національний університет
водного господарства
та природокористування

Наукове видання

Саблій Лариса Андріївна

**Фізико-хімічне та біологічне очищення
висококонцентрованих стічних вод**

Монографія



Друкується в авторській редакції

Національний університет
водного господарства
та природокористування