

І.М.ТАВАРТКІЛАДЗЕ, доктор технічних наук

І. В.СТЕПАНЮК, аспірант

Київський національний університет будівництва та архітектури

О. М. НЕЧИПОР, кандидат технічних наук

ЗАТ „Київська будівельна компанія”

## СТРУМИННІ АЕРАТОРИ В УСТАНОВЦІ «ІМТЕХ»

*За аналізом літературних даних щодо кінетики біохімічного процесу очистки стічних вод відзначено різний підхід до поняття віку біоплівки та активного мулу. Подано авторську інтерпритацію процесу регенерації біоценозу в біореакторах. Виконано дослідження впливу тиску на розчинення кисню у стічній воді при напірно-глибинній аерації.*

**Ключові слова:** кінетика, біореактор, біоценоз, тиск, кисень, регенерація, активний мул, масоперенос, струминна аерація, аеротенк-відстійник.

*На основани анализа литературных данных относительно кинетики биохимического процесса очистки сточных вод представлен разный подход к понятию возраста биопленки и активного ила. Дана авторская интерпретация процесса регенерации биоценоза в биореакторах. Выполнено исследование влияния давления на растворение кислорода в сточной воде при напорно-глубинной аэрации.*

**Ключевые слова:** кинетика, биореактор, биоценоз, давление, кислород, регенерація, активний ил, масоперенос, струйная аэрация, аэротенк-отстойник.

*Studied the literature on understanding the kinetics of the biochemical process of wastewater treatment. Displaying the issue of age difference between the biofilm and activated sludge. Described the process of regeneration of the biocoenosis in bioreactors and personal opinion presented in general terms. An attempt to investigate the effect of pressure on the dissolution of oxygen in the waste water in a pressure-deep aeration, is making.*

**Keywords:** kinetics, bioreactor, biocoenosis, pressure, oxygen, regeneration, activated sludge, mass transfer, jet aeration, air tank with tank of defending.

Утворення незалежних країн на території бувшого СРСР створило особливі економічні умови, ринкового типу. Сучасні економічні відносини обумовлюють, насамперед, створення найбільш перспективних і мобільних

малих систем, об'єктів виробництва та життєдіяльності. Це спонукало спеціалістів, що працюють в галузі очистки стічних вод, на розробку установок і технології для малих витрат. В теперішні часи на Україні впроваджується більше двадцяти різних компактних технологій очистки стічних вод вітчизняних та іноземних розробок [7].

Погіршення екологічної обстановки призвело до необхідності більш глибокого вивчення та дослідження технологій для створення довершених методик розрахунку процесів та споруд біологічної очистки. Суттєвий вклад в розвиток теоретичних питань кінетики аеробних процесів, методик розрахунку і конструювання споруд очистки стічних вод внесли, зокрема, Строганов С. Н., Корольков К. Н., Базякіна Н. А., Яковлев С. В., Мішуков Б. Г., Карюхіна Н. А., Скирдов І. В. В різний час складався не однаковий підхід до розуміння кінетики процесів з інженерної точки зору [2, 9]. Розуміння кінетики біохімічного процесу очистки стічних вод, привело вчених до двох різних базових підходів:

1. Одна група вчених [4,6,9] вважає, що оскільки швидкість окислювання значно менша ніж швидкість сорбції, саме окислювання лімітує процес біологічної очистки, а отже біореактори необхідно розраховувати та конструювати виключно з врахуванням швидкості окислення, маючи на увазі мономолекулярний закон, і вводячи відповідні коефіцієнти кореляції (однофазна система). Тобто кінетику біохімічного окислювання можна розрахувати на основі кінетики ферментативної реакції у першому наближенні [4, 9]:

$$V = \{(V_{max} \cdot S)/(K_S + S)\}$$

при врахуванні факторів гальмування процесу біохімічної очистки пов'язаних з ускладненням компонентів стічних вод [1]:

$$V = \{(V_{max} \cdot S)/(K_S + S)\} \cdot \{1/(1 + \varphi\alpha)\}.$$

2. Інша група вчених [2, 7] вважає, що оскільки при контакті фаз відбувається швидкісне звільнення стічної води від забруднення (накопичення субстрату в граничному шарі, де не встиг пройти процес внутрішньодифузійного переносу (ВП) у пластівцях біоценозу, тим більш окислення ферментами), то для отримання повної картини процесу, доцільно біохімічні процеси і споруди розраховувати по двохфазній системі, а саме – зовнішньодифузійний перенос (ЗП) та внутрішньодифузійне окислення (ВО).

Для активного мулу по К.Н. Королькову [6, 9]:

$$t = \{(L_0 - L_b)/KI\} + \{(1/k) \times (\lg L_b/L_t)\}.$$

Для прикріпленого біоценозу автори, [7], при отриманні повної картини розраховують біохімічні процеси і споруди як двохфазну систему, а саме ЗП та ВО. Автори даної роботи на основі багаторічних досліджень підтримують варіант розуміння сорбційно-окислювального процесу (зокрема для прикріпленого біоценозу) представлений у [7]. Автори отримали та пропонують до обговорення рівняння для описання процесу у вигляді :

$$\frac{L_t}{L_0} = \exp - \left( \frac{DH\gamma \sqrt{\frac{\mu}{Y_0}}}{qC_0} \right),$$

де  $L_0$ ,  $L_t$  – відповідно, БСК неочищених та очищених стічних вод, мг/л.;  $D$  – коефіцієнт (зовнішньої, молекулярної) «неявної» дифузії, м<sup>2</sup>/доб;  $H$  – робоча висота біофільтра, м;  $\gamma$  – параметр швидкості вилучення забруднень, г/м<sup>3</sup>.доб;  $\mu$  – швидкість окислювання забруднень, кг/м<sup>3</sup>.доб;  $Y_0$  – сумарна концентрація біомаси (відторгнена, що рухається всередині біофільтра, та прикріплена), кг/м<sup>3</sup>.доб.  $C_0$  – швидкість переносу кисню, що забезпечує відсутність дефіциту (1 г/с);  $q$  – гідравлічне навантаження, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup> доб.

Числові значення параметрів та їх визначення наведені в спеціальній літературі і отримані в результаті досліджень у реальних умовах [7].

Автори даної роботи, схилившись до описаного вище методу представлення кінетики біохімічної очистки, розробили компактну установку та технологію „ИМТЕХ”, в якій зони освітлення завжди більший за зону аерації стічних вод. Автори мають тривалий досвід наукових досліджень та практичні результати, отримані в промислових крупномасштабних умовах і пропонують розглядати процес переносу субстрату у біосистемі очисних споруд водовідведення розглядати по кінетичній схемі, яка подана на рис. 1.

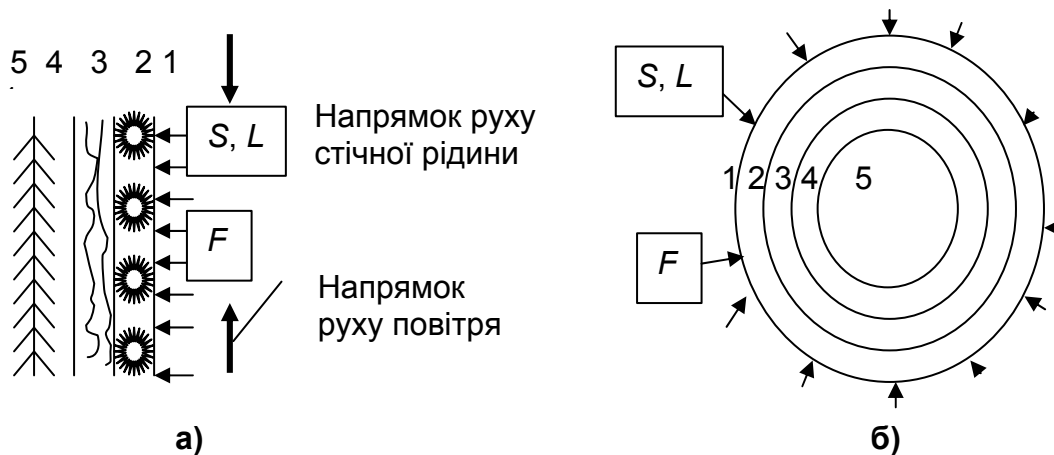


Рис. 1. Площинний (а) та сферичний (б) вигляд біоплівки (а) та пластівця активного мулу (б) і схема транспортування субстрату. 1 – зовнішньодифузійний перенос (шар); 2 – зона аеробного окислення субстрату; 3 – зона накопичення важкоокислюваного субстрату; 4 – зона анаеробного окислення; 5 – зона повної беззольної частини (завантаження)

Субстрати, що присутні у стічній воді, опинившись у біосистемі та маючи не однаковий хімічний склад, окислюються не з однаковою швидкістю навіть при повному перенасиченні киснем. З різною швидкістю залежно від характеру біомаси відбувається масоперенос, оскільки біомаса у біоспорудах має два суттєво різні геометричні вигляди, що значно впливає на технологічні

параметри та відповідно на об'єм споруд, обумовлюючи час контакту біоценозу, субстрату та кисню.

При розгляді кінетики процесу відзначаються чотири ступені мінералізації, що подано на рисунку 1. Не зважаючи на те, що ці ступені перетворення виглядають однаково зовнішньо, в завислому біоценозі (активний мул) та прикріпленому (біоплівка) вони відрізняються при функціонуванні, формуючи різні гідродинамічні та технологічні умови. При розгляді процесу масопереносу між рідиною та сорбційною поверхнею слід обов'язково правильно врахувати сорбційну поверхню для оцінки загальної кількості перенесеного субстрату [9].

Деякі автори [8], не маючи достатнього досвіду, помилково розглядають сорбційну поверхню активного мулу та біоплівки однаково, а саме в розрахунках біоплівки вважають сорбційну площу поверхні сферичної геометричної форми. Таке некоректне припущення призводить до отримання помилкових розрахункових рівнянь. Як показано на рис.1 (а), для сорбційного переносу, у випадку біоплівки – це виключно плоска поверхня, оскільки рух потоку субстрату відбувається тільки з одного її боку. Щодо пластівців активного мулу, то напрямок сорбції, в першому наближенні, можна прийняти як для сферичної форми. Саме такі припущення, підтверджені дослідженнями багатьох авторів, доводять, що сорбційна площа поверхні активного мулу до десяти разів більша ніж біоплівки. Це підтверджується на практиці, оскільки питома потужність аеротенків значно вища чим біофільтрів у всіх конструкціях. Це привело до того що біофільтри, як споруди біологічної очистки все менше проектується. Біоплівку як біоценоз прикріплений до носія, правильно застосувати на ступені доочистки, оскільки там мала концентрація субстрату, а зона анаеробної очистки вже відсутня (рис. 1а) та знижується як вік біоценозу, так і шар аеробної зони. Ці міркування підтверджуються даними багатьох досліджень, [2,4,6], усереднені результати яких наведено у таблиці 1.

*Таблиця 1*

Вид біоценозу	Вік (орієнтовно), діб.	ХСК (орієнтовно) мг/л.	Сорбційна поверхня (орієнтовно), м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>
активний мул	1...1,5	1200...1800	850...900
біоплівка	27...30	600...700	45...90

Не достатньо досліджено питання суттєвої різниці переваги віку біоплівки над активним мулом. Як власні міркування, автори роботи і раніше викладали особисту думку з цього приводу, а саме, щодо принципової різниці між віком біоплівки та активного мулу.

Вік біоценозу,  $\emptyset$  – це тривалість перебування флокул активного мулу або біоплівки в системі біологічної очистки (аеротенк, біофільтр, регенератор, вторинний відстійник, система відводу і повернення біоценозу). Ряд вчених

при визначенні віку біоценозу враховують саме ці параметри, що збільшує будівельний об'єм біореактора, аеротенка або біофільтра. Для розрахунку терміну перебування біоценозу у біологічній системі використовують формули емпіричного характеру, що обмежує їх значимість. Наприклад для визначення терміну перебування біоценозу у системі деякі іноземні фахівці, зокрема з ФРН, рекомендують рівняння у вигляді:

$$\varnothing_0 = (X_0 \cdot W) / (Q_{\text{см}} \cdot X_{\text{над}} + Q \cdot X_{\text{вин.}}), \text{ доб,}$$

$X_0$ ,  $X_{\text{над}}$ ,  $X_{\text{вин.}}$  – відповідно доза активного мулу або біоплівки у біореакторі, концентрація надлишкового активного мулу та активного мулу що виноситься з вторинного відстійника;  $W$  – об'єм споруди біологічної очистки;  $Q_{\text{см}}$ ,  $Q$  – відповідно, витрата вологої суміші активного мулу та стічної води, витрата стічних вод на спорудах біологічної очистки.

Знаючи вік біоценозу, можливо визначити навантаження на нього та на споруди біологічної очистки в цілому. Наведені в таблиці 1 дані показують також, що підвищені значення віку біоплівки дають показники більш глибокого рівня очистки стічних вод та біологічної системи взагалі.

Розмірковуючи про вік біоценозу, який значно більший від активного мулу, можна стверджувати наступне. Дослідженнями КНУБА визначено, що в зоні 3 та 4 (рис. 1), відсутній розчинений кисень та відбувається накопичення важкоокислювальних забруднень, а в зоні 4 відбувається біологічне окислення цих забруднень вже в анаеробних умовах. Як відомо, швидкість анаеробного біологічного окислювання значно менша, та для його здійснення необхідно більше часу, що створює умови існування „товстої” анаеробної біоплівки. Далі між нижньою поверхнею прикріпленої біоплівки (зона 4) і твердою поверхнею завантаження (зона 5) на пограничному шарі починається анаеробний процес окислення. За рахунок ферментативної реакції у анаеробних умовах настає час, коли в „нижній” частині біоплівки концентрація органічних речовин наближається до мінімуму. Це призводить до того, що сили зціплення між біоплівкою та внутрішньою поверхнею завантаження стають менші, чим гідравлічне навантаження від рідини, яка рухається в низхідному напрямку. Біоплівка відривається та виноситься у вторинний відстійник. Такі обставини значно збільшують вік біоплівки та створюють необхідний час для більш ефективного проходження біологічного розпаду важкоокислювального субстрату.

Відомо, що швидкість біохімічного окислювання забруднень збільшується зі збільшенням концентрації субстрату та відповідного збільшення дози активного мулу [9]. Відповідно, збільшення продуктивності біоценозу (рис. 1) потребує паралельної активізації кисневого режиму масопереносу та розчинення кисню. Можна стверджувати, що оскільки перенос субстрату лімітується гідродинамічними умовами то його мінералізація (окислювання) пов'язано з доставкою кисню в систему в розчиненому вигляді і у достатній кількості, забезпечуючи активізацію процесів ферментативної реакції. Відповідно, із збільшенням швидкості

окислювання, скороченням тривалості процесу та зменшенням необхідного об'єму аеробного реактора досягається скорочення капітальних витрат та енергетичних параметрів системи.

Швидкістю переносу та розчинення кисню займалися та займаються відомі фахівці мікробіологи та інженери сантехніки [2 – 9]. Перенос кисню у біосистемі описується законом Генрі для:

$$V = K a (C_p - C).$$

Головними факторами при описанні процесу розчинення кисню в рідині є, зокрема температура, дефіцит кисню в системі, тиск, площа поверхні контакту. В даній статті робиться спроба дослідити вплив тиску на ефективність системи напірно-глибинної аерації, при інших постійних параметрах, а саме: температура (15°C); площа поверхні контакту – (a) м<sup>2</sup>; дефіцит кисню 1.

Нами робиться спроба дослідити вплив тиску на розчинення кисню у стічній воді при механічній аерації. Це питання не завжди є обґрунтованим, тому що збільшення тиску у системі пов'язано з енерговитратами взагалі. Наприклад ряд авторів вважають, що заглиблення аераторів у спорудах біологічної очистки більше як на 1,0...1,5 метри не підвищує швидкість масопереносу кисню [1, 3]. Такі відомі дослідники як Пасвеєр, Іппен, Карвер, Єкенфельдер, Като та інші [3], вважають що швидкість розчинення кисню у рідині пропорційна степеневій функції рідини  $h^{-1/3}$ . Такі трактування прийняті в країнах СНД для описання процесу переносу кисню при проектуванні споруд біологічної очистки стічних вод [1, 9].

Дослідження ефективності використання системи аерації проведено авторами на крупномаштабній установці аеротенку - відстійника з механічною аерацією напірно-глибинного типу нової модифікації на кафедрі гідравліки та водовідведення КНУБА. Установка, схема якої наведена на рис. 2, має розміри: 2,0 (Н) x 2,0 x 2,0 м. та складається із зони аерації – 7, зони відстоювання – 8, щілини циркуляції активного мулу – 5, та напірно-глибинного аератора струминного типу – 11, що відноситься до класу механічної аерації. [1, 2, 3, 4, 7, 10]. До початку досліджень, для обґрунтування, були виконані розрахунки ефективності роботи системи аерації з точки зору розчинення кисню під тиском, який створюється за допомогою глибинного насосу 1. Крім кисневого режиму в спорудах з активним мулом технологічна ефективність аерації залежить від створення задовільних гідродинамічних умов для посиленого масообміну. Формування донних швидкостей, які за даними деяких авторів повинні дорівнювати 0,1-0,2 м/хв [2, 6, 9], забезпечує циркуляцію активного мулу між зонами аерації та відстоювання. В зоні відстоювання утворюється висхідний потік рідини, який створює завислий шар біоценозу, що підвищує ефект очистки. Швидкість, що підтримує завислий шар, за даними досліджень Б. Н. Репіна та М. М. Земляка, має складати складає 3...4 мм/хв.

Суттєвим питанням при біологічній очистці у системах з активним мулом, в тому числі в аеротенках - відстійниках, є регенерація активного мулу, яка фахівцями розглядається не однакою. На думку наприклад, відомого вченого Базякіної Н. А. [2], „регенерація - це не окислення пластівцями мулу сорбуючих органічних речовин, а спосіб підтримання активного мулу відповідного складу, спроможного до швидкого осідання”. Якщо погодитись з таким твердженням, тоді час контакту (до 6 діб) для окислення сорбованої речовини активним мулом, який закладений в СНиП [1] є неправильним, а аеротенки відстійники, у яких не врахований час регенерації, відповідають думці Базякіної Н. А.

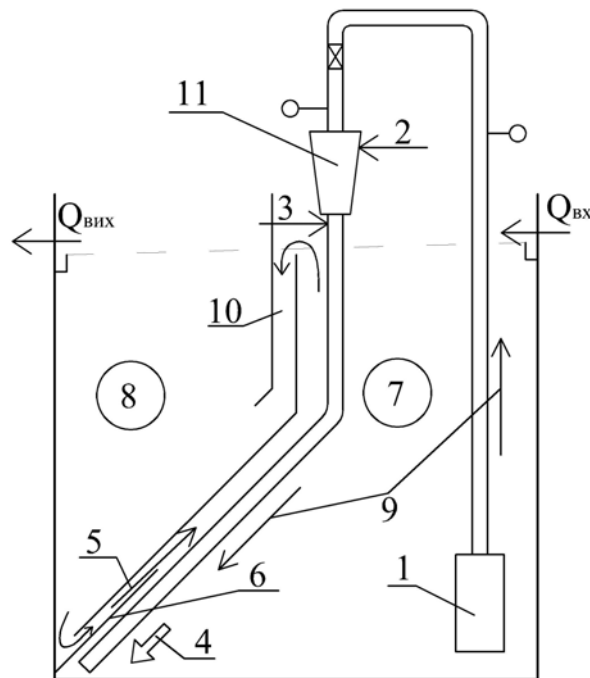


Рис. 2. Схема експериментальної установки та системи аерації по технології «IMTEX»

1 – глибинний насос; 2 – підсмоктування повітря струминним аератором;  
 3 –  $C_{sm\ 01}$  (табл.3 – рівняння 5); 4 –  $C_{sm\ 02}$ (табл.3 – рівняння 6); 5 – напрямок руху активного мулу; 6 – «язик»; 7 – зона аерації суміші АМ та СВ; 8 – зона відстоювання у висхідному потоці; 9 – напрямок руху суміші АМ та СВ;  
 10 – дегазаційна камера; 11 – струминний аератор AP-25

Пограничний шар біоценозу має бути максимально вільним від забруднень, продуктів масопереносу, щоб не інгібувати швидкість зовнішньодифузійних процесів. Для цього необхідно, щоб відбувались внутрішньодифузійний масоперенос та окислювання забруднень, що переносяться. Ці внутрішні процеси контролюють умови пограничного шару, швидкість та параметри зовнішньодифузійних процесів, тобто звільнення стічних вод від забруднень. Сказане приводить авторів цієї статті до сумнівів щодо правильності визначення процесу регенерації Базякіною Н.А. [2]. На думку авторів, процес регенерації біоценозу, в загальному вигляді, може

тракуватися як звільнення пограничних шарів біоценозу від субстрату за рахунок внутрішньодифузійних та ферментативних реакцій, які відбуваються в пластівцях активного мулу або у шарі біоплівки.

Ігнорування окислювальних процесів при регенерації протирічить законам масопереносу. Тобто на поверхні пластівця (рис.1) в пограничному шарі між зонами 1 та 2 має відбуватися накопичення молекул речовини та БСК стічних вод. Величина  $L_0$  буде меншою чим  $L_n$  у пограншарі, що приведе до заміни сорбції десорбцією, тобто буде відбуватися не процес очистки, а навпаки - збільшення БСК в стічній воді (вторинне забруднення). Інженерам технологам насамперед слід сформулювати уявлення про механізм вилучення забруднень, тобто як саме із стічних вод вилучаються молекули забруднень. У всіх випадках, однозначно, що при контакті фаз, як паралельному, так і протилежному відбувається перехід молекул з рідкої системи (стічні води) на тверду поверхню (біоценоз), тобто адсорбційне вилучення забруднень. Узагальнена картина переносу молекул забруднень в елементарному шарі з рідкої фази на тверду поверхню ілюструє рис.1.

За законами гідромеханіки швидкість переносу в узагальненому вигляді залежить від різниці концентраційного тиску:

$$J = D \cdot (L_0 - L_n),$$

де  $D$  – коефіцієнт зовнішньої (молекулярної) дифузії, який враховує вплив кінетичних факторів на швидкість процесу;  $L_0$  – концентрація забруднень у стічних водах на початку процесу;  $L_n$  – концентрація забруднень на поверхневому шарі біоценозу, у момент початку внутрішньодифузійного переносу.

Дослідження [7] та аналіз теоретичних матеріалів, наведених у фаховій літературі показали, що при розгляді кінетики біохімічної очистки, теоретично можуть мати місце такі три випадки співвідношення  $L_0$  та  $L_n$  при контакті фаз «стічна вода – біоценоз (активний мул або біоплівка)»:

$$1) L_0 > L_n; \quad 2) L_0 = L_n; \quad 3) L_0 < L_n;$$

Зрозуміло, що **випадок 1** є логічно і технологічно обґрунтованим.

У **випадку 3** відбувається десорбційний процес масообміну, що викликає вторинне забруднення очищених стічних вод. Як відомо, при нормально працюючій біосистемі, ні в аеротенках ні в біофільтрах десорбційні процеси не відбуваються. Тому фахівці, які проектують та досліджують біосистему очистки стічних вод не повинні розробляти та рекомендувати для використання математичні рівняння, які не обґрунтовані практично. Наприклад в роботі [8] подано рівняння, у якому наведено вираз по БСК „( $L_{\text{стічної води}} - L_{\text{біоплівки}}$ )”. Оскільки [2, 4, 6, 9] БСК біоценозу завжди більше чим БСК стічних вод, то наведене рівняння має від’ємне значення, що не відповідає реальності.

У **випадку 2** згідно мономолекулярного закону масообмін не може відбуватися, бо відсутня вільна сорбційна поверхня, тобто очищення стічних вод не відбувається, а стічні води транзитом проходять споруду. Для того



щоб відбувалось звільнення стічних вод від забруднень, повинна бути вільна поверхня сорбції для створення концентраційного тиску, величиною:  $\Delta L = L_0 - L_n$ . При цьому, чим більший концентраційний тиск ( $\Delta L$ ), тим більша швидкість масопереносу і ефект очистки стічних вод.

Для розуміння вищесказаного необхідно описати як відбувається нескінченний цикл миттєвого звільнення сорбційної поверхні на поверхні пластівців біоценозу, що є обов'язковим для того щоб система «стічна вода (забруднення) – біоценоз» «працювала» постійно. Не можна ігнорувати і той факт, що перенос молекул в зовнішньодифузійному шарі відбувається зі швидкістю на порядки більшою ніж у внутрішньодифузійному шарі і ніж окислювання молекул ферментами.

Швидкість внутрішньодифузійного переносу та окислення призводить до звільнення поверхні біоценозу для зовнішньодифузійного адсорбційного переносу молекул із рідкої фази на сорбент (біоценоз). Тоді виникає питання, де відбувається регенерація активного мулу в спорудах «аеротенк-відстійник», якщо ємність для регенерації в них не передбачена.

Тривалі (більш чим 15 років) лабораторні, крупномасштабні, промислові експерименти показують, що при застосування технології „ІМТЕХ” [7] або струминної аерації, технологічна схема якої подана на рис. 2, внутрішня циркуляція суміші активного мулу зі стічною водою відбувається в десятки разів швидше та визначається залежно від вхідних параметрів стічної води. Внутрішня циркуляція забезпечується системою глибинний насос, струминний апарат, трубопровід транспорту (рис.2; поз.1;11), між зонами відстоювання та аерації (поз. 7; 8), що суттєво збільшує час перебування біоценозу в системі, інтенсифікує масообміни та окислювальні процеси, що відповідають за швидкість та ступінь регенерації. Таким чином, в нашому випадку, рис.2, в першому наближенні, ступінь обміну  $n = Q_{\text{насосу}} / Q_{\text{пропускна спроможність установки}} = 24 / 0,73 = 33$ . Ця обставина ще потребує експериментального дослідження. Одночасно за рахунок різниці тиску повітря (рис.2, поз3) та струминної системи (рис.2, поз.11) до циркулюючої суміші (AM + CB) переноситься максимальна кількість повітря.

В суміші повітря, стічної води та активного мулу, що опиняється в дифузори (закритому об'ємі), під дією тиску кисень з повітря розчиняється інтенсивніше, чим в системі аеротенку з пневматичною аерацією. Визначення цієї кінетики та прогнозування ефективності роботи намагаються досягти автори цієї статті. У зв'язку з цим слід відзначити, що в різних літературних джерелах подаються різні параметри кількості підсмоктування ежектором повітря. Нами виконані виміри цих параметрів на крупномасштабній установці (рис.2), які подані у таблиці 2. Виміри виконані на устаткуванні рис.2 приладом «Testo – Air 405-V1».

Для розрахунку кисневого режиму в біологічних спорудах були проаналізовані та використані параметри (табл.3), що визнані в країнах СНД та ґрунтуються на рівнянні Генрі [3, 5].

Таблиця 2

Продуктивність подачі повітря (м<sup>3</sup>пов/м<sup>3</sup>св)

Автори	Джерела	Тип аератора	Параметри
Михайлів В.І. (Ростов на Дону, РИСА)	[4]	ежектори	1,15/1,0
Розумовський Є.С. (Москва АКХ)	[4]	шахтний	1,2/1,0
Таварткіладзе І. М. (Київ, КНУБА)	авторські дані	струминний	1,1...1,3/1,0

Таблиця 3

№ п.п	Розрахункові рівняння, коефіцієнти та параметри	Один. вим.	Автор	Літер.
1	$C_a = C_T \{(1 + (h/20,6))\}$	мг/л	СНИП 2.04.03-85	[1]
2	$C_{sm} = C_{sw} \{(P/29,4) + (Q_i/42)\}$	мг/л	Карюхіна Т.А.	[2]
3	Коефіцієнт корисної дії по 2; 0,3...0,4			
4	$C_{sm} = \beta C_T \{(P_a + h/2) / P_{норм}\}$	мг/л.	Худенко Б.М.	[3]
4 <sub>а</sub>	Коефіцієнт корисної дії по 4; 0,4...0,6			[3]
5	$C_{sm01} = C_T \{(P_a / 29,4) + 0,63\}$	мг/л.	Автори статті	–
6	$C_{sm02} = (C_T - C_{sm01}) \{(P / 29,4) + 0,63\}$	мг/л.	Автори статті	–
7	Коефіцієнт корисної дії по 5 та 6; $\{(C_T - C_{01}) / C_T\} + \{(C_{01} - C_{02}) / C_{01}\} = K_{и}; 0,57...0,85$			
8	$V = (V_{max} S C_k) / (K_s C_k + K_k S + S C_k)$	мг/г.год	Скірдов І.В.	[4,5,9]
9	$V = \{(V_{max} S) / (K_s + S)\} \times (1 - \xi, \%)$	мг/г.год	Автори статті	–
10	Швидкість окислювання субстрату $V = (V_{max} S C_k) / (K_s C_k + K_k S + S C_k)$	мг/(г.ч)	С.В.Яковлев і ін.	[9]
11	Питома та максимальна швидкість окислювання забруднень; $V; V_{max}$	мг/(г.ч)	“	[9]
12	Концентрація субстрату; $S$	мг/л.	“	[9]
13	Концентрація розчиненого кисню; $C_k$	мг/л.	“	[9]
14	Відповідно константи насичення для субстрату та кисню; $K_s; K_k$	мг/л.	“	[9]
15	Концентрація повного насичення кисню в стічній воді, $C_{sm} = C_{sw} ((P_b/29,4) + O_i/42)$	мг/л.	С.В.Яковлев, Т.А.Карюхіна	[6]
16	Концентрація кисню в стічній воді в об'ємі аерації; $C_{sw}$	мг\л.	“	[6]
17	Вміст кисню у відпрацьованому газі; $O_i$	%	–“	[6]
18	Абсолютний тиск на глибині виходу бульбашки; $P_b$	кг/м <sup>2</sup>	“	[6]

В цьому напрямку суттєві та відомі роботи, викладені в науковій літературі [1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 9].

Для визначення найбільш коректного рівняння для розрахунку впливу тиску на розчинення кисню у стічних водах нами проведені попередні пошукові розрахунки, а для порівняння побудовані залежності. Результати подані на рис. 4.

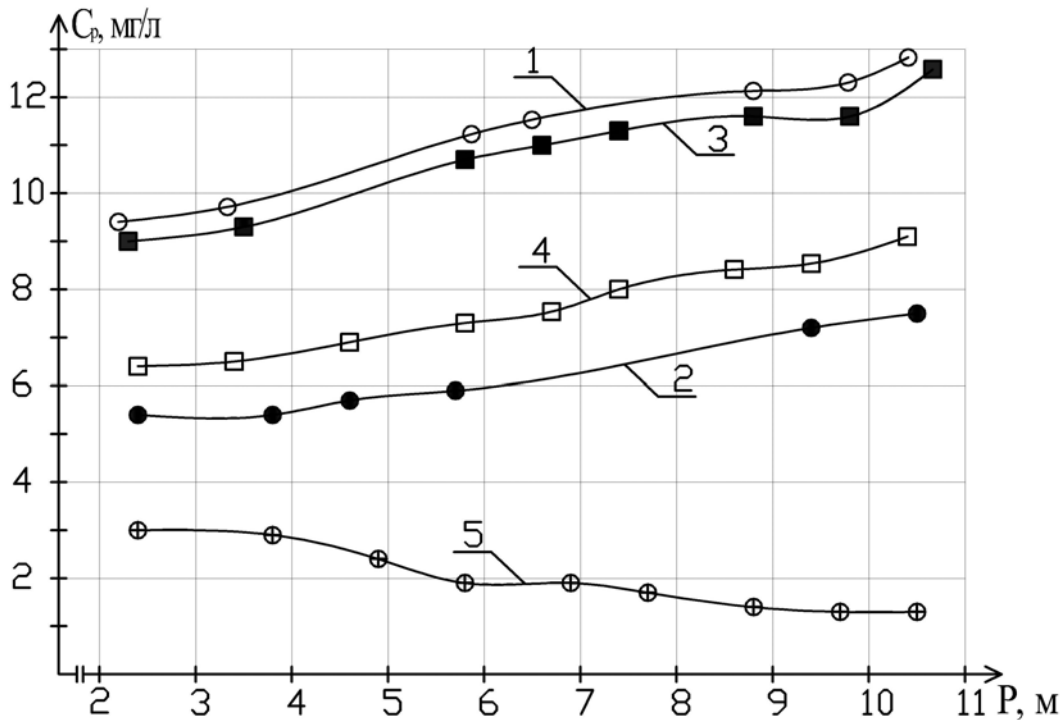


Рис.3. Залежність концентрації розчиненого кисню  $C_p$  від тиску  $P$ , побудовано по рівнянням (1, 2, 4, 5, 6) табл.3.

Крива 1 за рівнянням 1; крива 2 – по рівн. 2; крива 3 – по рівн. 4;  
крива 4 – по рівн. 5; крива 5 – по рівн. 6.

Залежність рис.3. поз.1, яка побудована за СНиП [1], за якою проектувальники СНД розраховують аеротенки, базується на рівнянні Худенко Б.М. [3], що враховує подачу кисню в систему на малі глибини аеротенків  $h = 1...2$  м. Така методика при розрахунку дає не завжди обґрунтовані, підвищені результати. Це емпіричне рівняння в реальних умовах практично завжди дає неточні результати. Можна стверджувати, що на таких малих глибинах не забезпечується розрахунковий час контакту бульбашок повітря зі стічними водами. Крім того, при розташуванні аератора на малій глибині, не можуть забезпечуватися донні швидкості руху суміші у аеротенку, які рекомендовані та досліджені фахівцями у діапазоні величин  $0,1...0,2$  м, [2, 3, 4, 5, 9]. Некоректність рекомендацій щодо розташування аераторів на глибині  $h/2$  [1,2,3], залишає половину аеротенка з дефіцитом кисню і мабуть тому СНиП [1] передбачає розрахунок по інтенсивності аерації для забезпечення гідродинамічних умов та необхідної швидкості

масопереносу. Такий підхід потребує додаткових витрат повітря. У зв'язку з цим, на теперішній час, всі диспергатори (аератори) в аеротенках розташовують на дні аеротенку. При такому підході не тільки забезпечується гідродинамічний режим, а і збільшується тиск в точці „газ–рідина” (контакт в точці де більше дефіциту кисню) та збільшується коефіцієнт корисної дії системи.

Дослідженнями [1,2,3,4,5,6,7,9] показано, що серед таких відомих груп аераторів, як пневматичні (фільтросні пластини або труби, ковпачкові диспергатори та інші), механічні (турбінні, ежектори, поточні, ерліфтні та інші), фахівці віддають перевагу пневматичним з пористими диспергаторами. Це пояснюється тим, що при пористих диспергаторах можна регулювати розміри бульбашок повітря. Тобто при менших розмірах бульбашок значно збільшується площа поверхні контакту та швидкості технологічних процесів, а також об'єм масопереносу кисню. Але при зменшенні розмірів пор різко зростає опір (втрати на місцеві опори), для подолання якого потрібно збільшити тиск у системі. Крім того повітря, будучи забрудненим до 3...5 % [3,4,5,9], а також стічні води, попадаючи в пори диспергаторів при зупинці системи, забруднюють їх, тому останні потрібно регенерувати, що пов'язано з великими незручностями та додатковими витратами в період експлуатації. Створюються умови, коли розчинення кисню в рідині відбувається нерівномірно тільки під тиском стовпа води над точкою виходу газу з рідини.

При побудові залежностей, які подані на рис. 3, крім інших параметрів, особливо відзначаємо вплив температури у системі на розчинення кисню. Відомі дослідження Роговської Ц.І., Ареніуса, Стрітера, Вельця [7], за якими максимальна швидкість масопереносу настає при температурі системи біологічної очистки від 20°C до 25°C, але при цьому СНиП [1] рекомендує середню швидкість окислювання в системі біологічної очистки корегувати відносно температури системи 15°C. Врахувавши ці обставини і те, що СНиП є нормативним документом, залежності подані на рис.3 розраховані при температурі рекомендованій [1]. Залежності 1, 2, 4 побудовані за одним і тим же рівнянням при зміні висоти стовпа рідини в аеротенку. Отримані за однією і тією ж формулою настільки різні результати свідчать про некоректність підходу авторами в різний час. Тому нами за основу прийнято рівняння 2, табл.3, як найбільш близьке на думку різних авторів. Для аналізу побудовані залежності кінетики насичення кисню в дифузорі напірно-глибинного аератора під різними тисками в системі та залежність 5 в точці вільного напору.

Порівняльний аналіз попереднього розрахунку показує, що коефіцієнт збільшення між системами аерації незначний та дорівнює:  $K_1 = 8,8/7,9 = 1,12$ . Порівняння зміни концентрації від зміни тиску показує, що цей параметр більш суттєвий  $K_2 = 8,8/6,7 = 1,32$ .

На особисту думку авторів, на підвищення кількості та швидкості розчинення кисню у напірно-глибинних аераторах, крім тиску у системі,

впливає те, що у камері змішування, дифузори (термінологія з [10]) та трубопроводі, транспортуючому суміш до точки вільного напору, відбувається накопичення та протирух бульбашок повітря та рідини. Бульбашки повітря, маючи суттєво низьку щільність відриваються від транспортуючої рідини та, уповільнюючи рух, концентруються в зоні дифузора (транспорту). Система працює як накопичувач концентрації бульбашок повітря, збільшуючи відносний час контакту фаз „газ–рідина”. Система, камера змішування, дифузор, та трубопровід, транспортуючий суміш від дифузора до точки вільного напору, працює як сатуратор аналогічно напірній флотації, [7, 9], тобто під впливом часу контакту відбувається диспергація бульбашок повітря на більш мілкі розміри, що також покращує умови масопереносу. Як видно із залежності поз.5, подальше збільшення швидкості розчинення кисню в точці виходу рідини з труби біля дна аеротенку не відбувається. Цю обставину можливо пояснити тим, що суміш, яка надходить на дно аераційного басейну, перенасичена розчиненим киснем вже в дифузори аератора, тому масоперенос інгібується низьким концентраційним тиском. Ця обставина навела на думку, що в подальшому аналізі ефект на ділянці поз.5, не слід враховувати в розрахунках та вважати запасом кисню в системі.

Для з'ясування впливу напірно-глибинного аератора на технологічну кінетику по кисневому режиму автори порівняли його з пневматичним методом аерації. Отримані результати співставили та визначили параметр середньої швидкості окислювання. Розрахунок було виконано по рівнянню поз.9 у табл.3. Результати розрахунку подані у вигляді залежностей, які наведені на рис.4.

На рис.4 т.А (швидкість окислення  $V=39$  мг/(г·год); БСК очищеної стічної води  $L_{ex}=80$  мг/л) подано приклад визначення тривалості аерації ( $t$ , хв,) для  $L_{en}=200$  мг/л;  $L_{ex}=80$  мг/л; доза активного мулу  $a_i = 3,0$  г/л;  $K_u=0,64$ ;  $P=4,0$  м за [1] ф.48-49:

$$\rho = \rho_{max} \cdot \frac{L_{ex} \cdot C_O}{L_{ex} \cdot C_O + K_I \cdot C_O + K_O \cdot L_{ex}} \cdot \frac{1}{1 + \varphi \cdot a_i};$$

де  $\rho_{max}$ ;  $C_O$ ;  $K_I$ ;  $K_O$ ;  $\varphi$ ;  $s$  за табл.40 [1].

$$\rho = 85 \cdot \frac{80 \cdot 2}{80 \cdot 2 + 33 \cdot 2 + 0.625 \cdot 80} \cdot \frac{1}{1 + 0.07 \cdot 3} = 39 \text{ мг/(г·год);}$$

$$t = \frac{L_{en} - L_{ex}}{a_i \cdot (1 - s) \cdot \rho}, \text{ год;}$$

$$t = \frac{200 - 80}{3 \cdot (1 - 0,3) \cdot 39} = 1,47 \text{ год} \Rightarrow 88 \text{ хв.}$$

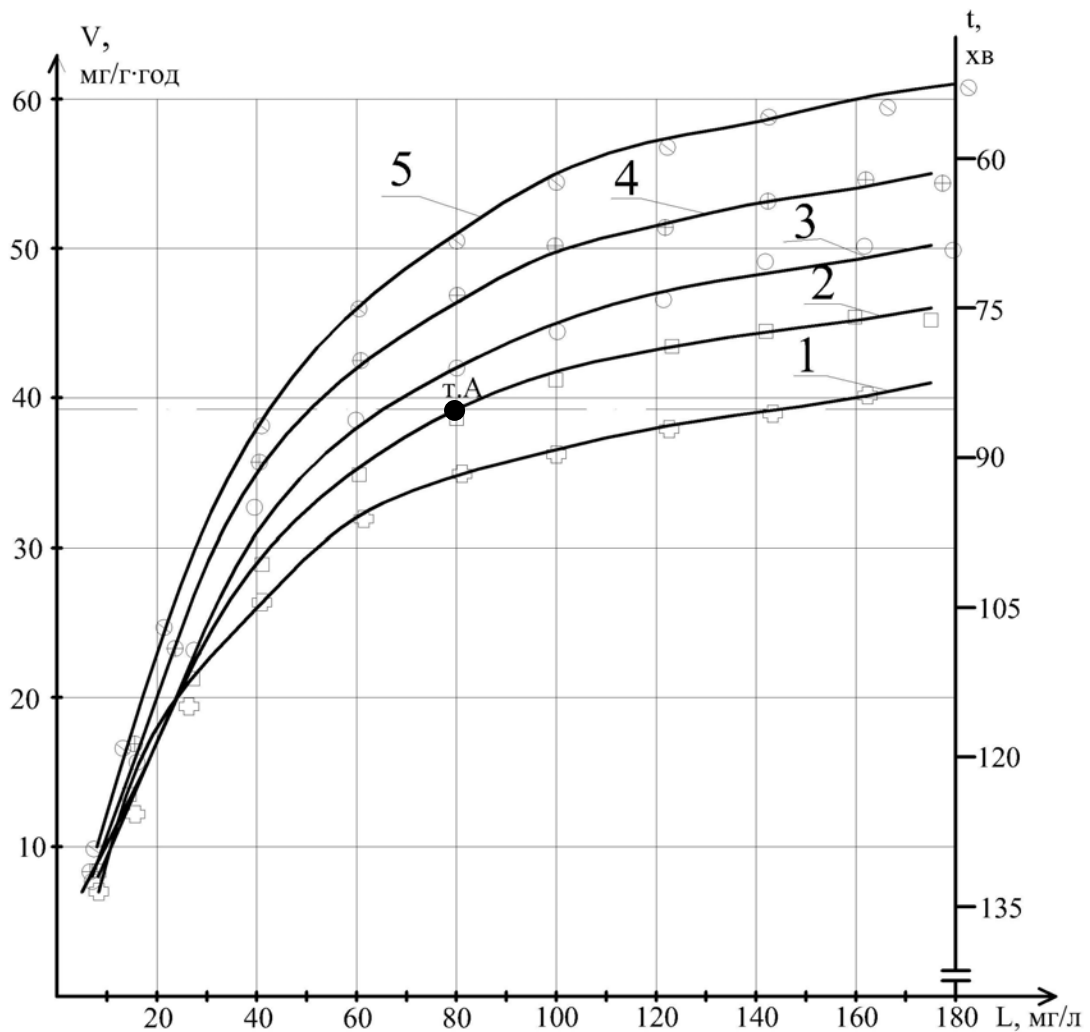


Рис.4. Взаємні залежності середньої швидкості окислювання субстрату ( $V_{\text{ср}}$ ; мг/г·год); БСК ( $L$ , мг/л); та часу аерації стічної води ( $t$ , хв.), при наступних параметрах:

крива показник	1	2	3	4	5
$K_{\text{и}}$	0,57	0,64	0,70	0,77	0,84
$P$ , м	2,0	4,0	6,0	8,0	10,0

Виконавши короткий технологічний аналіз отриманих та поданих на рис.4. результатів пошукових досліджень, можна відзначити наступне. Характер залежностей однозначно показує вплив тиску та умов масопереносу на збільшення швидкості окислювання забруднень у крайньому разі при очистці стічних вод міської категорії. Можна відзначити, що в залежності чітко виділяються три основних ділянки швидкості окислювальних процесів. Перша ділянка при малому рості БСК свідчить про різке підвищення швидкості окислювання, другу ділянку умовно можна назвати як перехідну, а третя ділянка – зона стабілізації. Можна стверджувати, що на першій технологічній ділянці відбувається доочищення стічних вод, це не заперечує класичним підходам, маємо малий БСК та великі

числові значення необхідного часу аерації стічних вод у біологічній системі. Друга ділянка відрізняється концентраційним інгібуванням та гальмуванням швидкості процесу. Щодо третьої ділянки, чітко видно вихід процесу на режим стабілізації. Така динаміка процесу повністю відповідає кінетиці ферментативної реакції з корегуючим коефіцієнтом використання з урахуванням впливу умов на кількість та швидкість масопереносу.

Таблиця 5

**Параметри процесів аерації**

№ П.П	Найменування системи аерації	Швидкість окислювання, $V_{\text{сэф}}$ мг/г.год.	Витрата повітря, $\text{м}^3/\text{м}^3$	Час аерації, год	Витрата повітря, $\text{м}^3/\text{доб}$	Зони аерації, $\text{м}^3$	Енерговитрати повітря, кВт-год./кгБСК	Література
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	Пневматична	25	14,6	1,62	7305	34	0,6	[1,4]
2	Струминна	45	8,5	0,9	4250	19	0,3	дослідження
3	Ежекторна	32	10,1	1,2	6000	26	0,5	[4,10]

Для отримання реальної картини та підтвердження переваг отриманих результатів нами проведені порівняльні розрахунки, яка зведені в таблиці 5. За основу розрахунку прийняті однакові параметри а саме:  $T^0C=15$ ; витрата стічних вод=500  $\text{м}^3/\text{доб}$ .;  $БСК_0 = 100 \text{ мг/л.}$ ;  $БСК_t = 15 \text{ мг/л.}$ ; Доза  $AM=3 \text{ г/л.}$

В науковій літературі [3, 4, 5] розглядаються допущення, що система механічних аераторів може викликати зміну структури пластівців активного мулу через присутність в системі конструктивних елементів, які обертаються, та відповідно погіршити седиментаційні параметри. Струминні аератори, які розглядаються в технології „ІМТЕХ”, містять у вигляді рухомого елементу лише насос, що перекачує суміш активного мулу та стічної рідини. Автори даної роботи тривалий час досліджують седиментаційні характеристики пластівців активного мулу при застосуванні напірно-глибинних аераторів (система струминних апаратів). Відзначимо що:

1. В системі струминної аерації „АР-25”, яка розроблена та впроваджується в запропонованій технології, між лопастями глибинного насосу збільшуються швидкості потоків активного мулу та стічної води, що може привести до зміни структури пластівців активного мулу. Але у випадку виходу навіть змінених за структурою пластівців активного мулу, в області низької інтенсивності потоків (якими є зона відстоювання та зона аерації), вони потрапляють в область низьких швидкостей та механічної коагуляції і знову збільшуються, відновлюючи свою структуру та стан.

2. Подрібнені зооглейні пластівці збільшують поверхню контакту бульбашок повітря з рідиною та пластівцями активного мулу, що сприяє збільшенню швидкості масопереносу, як кисню з повітря, так і сорбції субстрату у зовнішньодифузійному шарі.

Аналізуючи результати, отримані при пошукових дослідженнях, можна зробити наступні загальні, попередні висновки.

### **Висновки**

1. Застосування напірно-глибинної аерації покращує не тільки умови масопереносу, але збільшує швидкості окислювання забруднень. Як відомо збільшення середньої швидкості окислювання, при інших рівних умовах, зменшує будівельні об'єми та збільшує питому продуктивність споруди.

2. Система струминної аерації „АР-25” – це процес масопереносу, що здійснюється в умовах підвищених тисків; режим сатурації аналогічний сатураторам з напірною флотацією.

3. Струминні аератори мають переваги в порівнянні із системою пневматичної аерації. Наприклад, виключається із системи устаткування розподілу повітря диспергатори, які засмічуються в системах стисненої аерації. Відсутні повітродувки або компресори. Струминні аератори „АР-25” прості в обслуговуванні; при необхідності ремонту можна їх розібрати, не виключаючи аеротенки з роботи. Система „АР-25” мобільна, проста, дешева, і практично не потребує обслуговування.

4. Аеротенки–відстійники зі струминною аерацією „АР-25” створюють енергетичний потенціал до 1,5 разів та збільшують продуктивність до 30...50%.

5. Дослідження запропонованої системи продовжується в КНУБА і впроваджується для нових і реконструкції очисних станцій, на малі, середні та великі продуктивності, для міських та промислових об'єктів, повної та попередньої очистки.

### **Список літератури**

1. *СНиП 2.04.03-85*. Канализация. Наружные сети и сооружения. Госстрой СССР. – М.: ЦИТП Госстроя СССР, 1986.

2. *Карелин Я.А., Жуков Д.Д., Журов В.Н., Репин Б.И.* Очистка производственных сточных вод в аэротенках. – М.: «Стройиздат», 1973. – С.21.

3. *Худенко Б.М., Шпирт Е.А.* Аэратори для очистки сточных вод. – М.: Стройиздат, 1973. – 112 с.

4. *Разумовский Э.С. и др.* Очистка и обеззараживание сточных вод малых населенных пунктов. – М.: «Стройиздат», 1986. –173 с.

5. *Брагинский Л.Н. и др.* Моделирование аэрационных сооружений для очистки сточных вод. – Л.: Химия, 1980. – 144 с.



6. *Яковлев С.В., Карюхина Т. А.* Биохимические процессы в очистке сточных вод. – М.: «Стройиздат», 1980. – 200 с.
7. *Таварткїладзе І. М., Нечипор О.М.* Водовідведення. Системи малої каналізації. – К.: КНУБА, 2010. –160 с.
8. *Рибаченко О.А.* Аеробна доочистка стічних вод на затоплених фільтрах. / Автореф... дис. к.т.н. – К., 2011. – 20 с.
9. *Яковлев С.В., Скирдов И.В. и др.* Биохимическая очистка производственных сточных вод. – М., «Стройиздат», 1985. – 208 с.
10. *Соколов Е Я., Зингер Н.М.* Струйные аппараты. – М.: „Енергетика”, 1970. – 288 с.