

УДК 632.08, 663.098

© 2021

РОЗРОБЛЕННЯ АВТОНОМНОГО БІОРЕАКТОРА ДЛЯ МАЛОТОННАЖНОГО ВИРОБНИЦТВА МІКРОБІОЛОГІЧНИХ ЗАСОБІВ ЗАХИСТУ РОСЛИН

В.П. Ярошевський¹, Т.М. Осипенко², Н.В. Пиляк³

¹кандидат технічних наук

*Інженерно-технологічний інститут «Біотехніка» НААН
вул. Маякська дор., 26, смт Хлібодарське Біляївського р-ну, Одеської обл.,
67667, Україна*

*e-mail: ¹wladscience@gmail.com, ²tatianayagud@gmail.com,
³nceb2017@gmail.com*

ORCID: ¹0000-0002-1905-2092, ²0000-0001-6419-9520, ³0000-0002-5074-4011

Надійшла 06.05.2021

Мета. Розроблення спеціалізованого автономного біореактора для малотоннажного виробництва мікробіологічних засобів захисту рослин. **Методи.** Аналіз особливостей ферментаційної технології малотоннажного виробництва мікробіопрепаратів для захисту рослин. **Визначення** конструктивних особливостей автономного біореактора на основі узагальнення результатів аналізу. **Теоретичні дослідження** особливостей масообміну в автономному біореакторі на основі визначення об'ємного коефіцієнта масообміну $k_L\alpha$. **Експериментальні дослідження** параметрів роботи автономного біореактора під час напрацювання бактеріальних і грибних препаратів. **Результати.** Розроблено спеціалізований автономний біореактор для виробництва мікробіологічних засобів захисту рослин з урахуванням властивостей ферментаційних середовищ та параметрів масообмінних процесів. Особливостями апарата є нестандартне відношення висоти до діаметра ферментаційної ємкості 1:1,2 та система щадного перемішування середовища на малих обертах із барботуванням повітря в зону всмоктування мішалки, а також система спрощеного відкриття кришки у зібранні з мішалкою. **Теоретичні дослідження** показали достатню інтенсивність масообміну ($k_L\alpha=0,5-0,7$ 1/хв) для щадного перемішування середовища на малих обертах мішалки (75–100 об/хв). **Експериментальні дослідження** підтвердили можливість отримання мікробіопрепаратів із концентрацією цільових мікроорганізмів 10^8-10^9 КУО/см³. **Висновки.** Використання автономного біореактора на регіональних біофабриках дасть можливість скоротити апаратний склад, відмовившись від підготовки і стерилізації середовищ в окремих апаратах, а також зменшити витрати енергії на перемішування в 1,5–2 рази. У підсумку це призведе до скорочення експлуатаційних витрат на 25–30%.

Ключові слова: ферментаційне обладнання, біофабрика, біолабораторія, турбінна мішалка, масообмін, цільові мікроорганізми, експлуатаційні витрати.

DOI: <https://doi.org/10.31073/agrovisnyk202108-06>

Біологізація землеробства нині є актуальною проблемою у світі [1]. Тривале застосування хімічних препаратів наразі призвело до появи рас і популяцій шкідників резистентних до хімічних засобів захисту рослин [2, 3]. Однак обсяги використання мікробіологічних засобів захисту рослин (МБЗЗР) в Україні не перевищують 4% від обсягу застосування хімічних препаратів [4].

Однією з причин незначного поширення МБЗЗР в Україні є відсутність належного технічного і технологічного забезпечення біофабрик і біолабораторій [5]. Адже донині найбільш розповсюдженою технічною основою виробництва залишаються мікробіологічні качалки, а застосування ферментаційного обладнання обмежується відсутністю спеціалізованих біореакторів невеликої місткості (50–200 дм³) [6].

Інженерно-технологічний інститут «Біотехніка» НААН (ІТІ «Біотехніка» НААН) уже понад 30 років вирішує завдання технічного та технологічного забезпечення біофабрик і біолабораторій. За цей час науковцями інституту було розроблено кілька принципів нових підходів до створення ферментаційного обладнання. Зокрема, розроблено тонкостінні ферментаційні комплекси, адаптовані до реалій українських регіональних біовиробництв [6–8]. Наступним кроком у цій галузі є створення автономних біореакторів — універсальних ферментерів-стерилізаторів невеликої місткості.

Більшість ферментерів, що використовують нині на біофабриках, було розроблено для хімічної або харчової промисловості й адаптовано до виробництва МБЗЗР [5, 6]. Такі апарати, зазвичай, розраховувалися на реалізацію окремої стадії виробництва — ферментації. Тому їх використання потребує наявності додаткових систем забезпечення (генерації пари, охолодження, піногасіння тощо) і відповідного устаткування (змішувачів, теплообмінників, парогенераторів та ін.). До того ж серійні ферментери мають зовнішню потужність для малотоннажних виробництв МБЗЗР. Сукупність цих чинників позначається на збільшенні капітальних вкладень і експлуатаційних витрат. Отже, створення універсальних ферментерів-стерилізаторів невеликої місткості (100–200 дм³) для виробництва МБЗЗР

наразі є актуальним науково-технічним завданням.

Ферментери-стерилізатори — біореактори призначені для реалізації 2-х основних технологічних процесів виробництва мікробіопрепаратів: стерилізації рідкого поживного середовища (ПС) на доферментаційній стадії та глибинного культивування мікроорганізмів на цьому ПС на стадії ферментації [9, 10]. За таких умов приготування ПС може здійснюватися, як в окремому апараті [10, 11], так і безпосередньо у біореакторі [8, 12].

Використовуючи класифікацію ферментаційних апаратів за організацією масообміну [13, 14], можна стверджувати, що найбільш поширеною конструкцією автономних біореакторів у різних галузях промисловості, є ферментаційні апарати з механічним перемішуванням і барботуванням [15, 16]. Для перемішування, як правило, використовують мішалки різних конструкцій з електричним, рідше, з магнітним приводом [13, 14]. Найефективнішими та найменш шкідливими для клітин вважаються турбінні мішалки [16]. Класичною є конструкція із розміщенням мішалки на валу, пропущеному крізь кришку біореактора [9, 10, 13]. Відповідно електричний привід також розташовується на кришці. Проте вагомим недоліком такої будови для біореакторів невеликої місткості (50–200 дм³) є зовнішня маса кришки разом із мішалкою і електричним приводом, що не дає змоги відкрити кришку під час обслуговування апарата без застосування додаткових підйомних механізмів.

Для терморегуляції процесів у біореакторах використовують теплообмінники, занурені у об'єм ферментаційного середовища (ФС) [16, 17], або водяні сорочки [18]. Занурення теплообмінників (змійовиків) у об'єм ФС для інтенсифікації теплообміну є ефективнішим [18]. Але такий спосіб погіршує асептичні умови ферментації, а також ускладнює очищення апарату [6]. Застосування водяних сорочок не створює таких ускладнень. Проте для зниження температури ПС після стерилізації водянну сорочку біореактора потрібно підключати до зовнішнього контура охолодження [9].

Контроль та управління біосинтезом за промислового виробництва МБЗЗР відбувається здебільшого за найпростішими

схемами, в основі яких лежить підтримання температурного режиму впродовж ферментації та регулювання обертів мішалки [7]. Для окремих культур мікроорганізмів також важливим є контроль споживання кисню та рівня рН [11, 12]. Водночас оцінка якості отриманих біопрепаратів здійснюється переважно на основі мікробіологічного аналізу проб [6, 7].

Мета досліджень. Розроблення автономного біореактора для малотоннажного виробництва грибних і бактеріальних препаратів для захисту рослин.

Матеріали і методи досліджень. Аналіз особливостей ферментаційної технології малотоннажного виробництва МБЗЗР, зокрема властивостей ФС та їх впливу на параметри масообмінних процесів. Визначення конструктивних особливостей автономного біореактора на основі узагальнення результатів аналізу. Теоретичні дослідження масообмінних процесів у автономному біореакторі на основі визначення об'ємного коефіцієнта масообміну $k_L \alpha$ для різних режимів перемішування і аерації. Експериментальні дослідження роботи автономного біореактора в процесі напрацювання бактеріальних і грибних препаратів для захисту рослин.

В основі теоретичних досліджень лежить пенетраційна модель масообміну Хігбі, доповнена емпіричними залежностями Калдербанка [16, 19]. Методика цих досліджень включала визначення коефіцієнта масообміну k_L , питомої поверхні контакту фаз α та розрахунок об'ємного коефіцієнта масообміну $k_L \alpha$ для різної частоти обертів мішалки і подачі повітря.

Коефіцієнт масообміну k_L визначали за залежністю [19]:

$$k_L = 0,42 \cdot \left(\frac{\rho_{\text{ФС}}}{\mu_{\text{ФС}} \cdot 2,5 \cdot 10^{-9}} \right)^{-1/2} \times \left(\frac{9,81 \mu_{\text{ФС}} (\rho_{\text{ФС}} - \rho_{\text{пов}})}{\rho_{\text{ФС}}^2} \right)^{1/3}, \quad (1)$$

де k_L — коефіцієнт масообміну м/с; $\rho_{\text{пов}}$ — густина аераційного повітря, кг/м³; $\mu_{\text{ФС}}$, $\rho_{\text{ФС}}$ — динамічна в'язкість, Па·с, та густина, кг/м³, ФС.

Питому поверхню контакту фаз α визначали на основі рівнянь [16]:

$$\alpha = \frac{6H}{D_{32}}, \quad (2)$$

$$H = (3,77 \cdot H \cdot w_{\text{пов}})^{0,5} + 2,16 \cdot 10^{-4} \times \left(\frac{(P_m / V_{\text{ФС}})^{0,4} \rho_{\text{ФС}}^{0,2}}{\sigma_{\text{ФС}}^{0,6}} \right)^{1/3} \cdot 1,94 \cdot w_{\text{пов}}^{0,5}, \quad (3)$$

$$D_{32} = 4,15 \left(\frac{\sigma_{\text{ФС}}^{0,6}}{(P_m / V_{\text{ФС}})^{0,4} \cdot \rho_{\text{ФС}}^{0,2}} \right) \cdot H^{0,5} + 9,0 \cdot 10^{-4}, \quad (4)$$

де α — питома поверхня контакту фаз 1/м; H — безрозмірний показник вмісту газу; D_{32} — середній діаметр бульбашок по Заутеру (Sauter-mean diameter), м; $\sigma_{\text{ФС}}$ — коефіцієнт поверхневого натягу ФС, Н/м; $V_{\text{ФС}}$ — об'єм ФС, м³; P_m — число потужності, Вт.

Число потужності визначали на основі емпіричної залежності [20]:

$$\lg \frac{P_0}{P_m} = -192 \left(\frac{d}{D} \right)^{4,38} \cdot \left(\frac{\mu_{\text{ФС}} \cdot d^2 \cdot N}{\rho_{\text{ФС}}} \right)^{0,115} \times \left(\frac{d \cdot N^2}{9,81} \right)^{1,96(d/D)} \cdot \left(\frac{Q_{\text{пов}}}{N \cdot D^3} \right), \quad (5)$$

де P_m , P_0 — число потужності, для режимів роботи мішалки з аерацією та без аерації відповідно, Вт; d , N — діаметр, м, та частота обертів мішалки, об/с; D — діаметр ферментаційної ємкості; $Q_{\text{пов}}$, $w_{\text{пов}}$ — витрата аераційного повітря, м³/с, та його швидкість у барботері, м/с.

Для перевірки одержаних величин $k_L \alpha$ було використано спрощену методику [21], що базується на визначенні безрозмірного параметра N/N_{cd} :

$$k_L \alpha = 3,35 \cdot (N / N_{\text{cd}})^{1,464} \cdot w_{\text{пов}}, \quad (6)$$

де N_{cd} — мінімальна частота обертів мішалки, об/с, за якої весь об'єм ФС контактує з барботованим повітрям [21]:

$$N_{\text{cd}} = \frac{4 \cdot Q_{\text{пов}}^{0,5} \cdot D^{0,25}}{d^2}. \quad (7)$$

Експериментальні дослідження проводили на основі стандартної технології виробництва МБЗЗР [7] із використанням експериментального зразка автономного

біореактора. Якість біопрепаратів оцінювали за результатами аналізу проб за загальноприйнятими в мікробіології методами [22, 23], зокрема з використанням чашкового методу посіву із серійних розведень суспензії на селективні живильні середовища [7].

Результати досліджень. Для збільшення ефективності використання будь-якого ферментаційного обладнання потрібно на стадії його проектування враховувати умови випуску конкретного виду продукції [12, 13]. Узагальнюючи наявний досвід проектування ферментаційного обладнання в ІТІ «Біотехніка» НААН [4–8], можна виділити специфічні аспекти ферментаційної технології, притаманні виробництву МБЗЗР, урахування яких дасть змогу оптимізувати конструкцію біореактора.

Одним із таких аспектів є в'язкість КР біопрепаратів. Збільшення концентрації клітин у процесі ферментації часто призводить до значного збільшення в'язкості ФС [9, 10, 14]. Однак більшість біопрепаратів, які випускаються, у тому числі, на базі ІТІ «Біотехніка» НААН, мають в'язкість, що мало відрізняється від в'язкості води. Тому перемішування і аерація ФС не потребують значних затрат енергії. Іншим специфічним аспектом ферментаційної технології МБЗЗР є утворення міцеляльних згустків під час напрацювання грибних препаратів. Збереження цілісності таких утворень потребує більш обережного перемішування.

Врахування цих аспектів дає можливість змінити не тільки умови перемішування, а й геометрію біореактора. З одного боку перемішування малов'язких ФС не потребує великих обертів мішалки, з другого — застосування тихохідної мішалки з частотою обертів 50–100 об/хв сприятиме обережнішому перемішуванню ФС без пошкодження окремих колоній. Крім того, потужність таких мішалок у порівнянні з мішалками стандартних промислових ферментерів є значно меншою. Отже, застосування тихохідної мішалки, окрім вирішення технологічних завдань, знижує витрати енергії на перемішування.

Використання невеликих обертів мішалки (50–100 об/хв) під час перемішування ФС є нетиповим для промислових ферментерів, мішалки яких працюють із частотою 100–500 об/хв [9, 14]. Зміна стандартної

частоти обертів мішалки в автономному біореакторі дає змогу відійти від стандартного для промислових апаратів відношення висоти до діаметра ферментаційної ємкості: 2:1 або 3:1 [16, 18]. Установлення співвідношення близького до 1:1 дає змогу додатково зменшити навантаження на клітини [14], наближаючи умови масообміну до перемішування на качалці, та значно спростити обслуговування біореактора. Збільшений діаметр ферментаційної ємкості полегшує доступ всередину апарата та дає можливість відкривати кришку у зібранні з мішалкою без застосування додаткових підйомних механізмів. Оскільки вал мішалки за таких умов буде коротким, під час відкидання кришки на шарнірах мішалка не торкатиметься стінок ферментаційної ємкості.

Враховуючи описані технічні рішення, в ІТІ «Біотехніка» НААН було розроблено спеціалізований автономний біореактор (рис. 1) для виробництва МБЗЗР [24].

Загальна місткість апарату становить 170 дм³, робоча — 130 дм³. Він складається з ферментаційної ємкості 1, водяної сорочки 2 з теплоізоляційним зовнішнім покриттям та зануреними у її об'єм ТЕНами; кришки 3 із механізмом фіксації у відкритому положенні 4 та важелем для її відкидання 5. Відношення висоти до діаметра ферментаційної ємкості становить 1:1,2, при загальній висоті біореактора 1,55 м. Перемішування ФС передбачено за допомогою тихохідної турбінної мішалки 7 з електричним приводом 6. Для аерації ФС використовують барботер 8, який подає повітря крізь малі отвори в зону всмоктування турбіни. Апарат має 4 вертикальні опори 9.

Частота обертів мішалки автономного біореактора регулюється в межах $n = (50 \dots 100)$ об/хв, електрична потужність двигуна становить лише 0,37 кВт, що в 1,5–2 рази менше від потужності мішалок промислових ферментерів аналогічної місткості [10, 13]. Зважаючи на те, що затрати енергії на перемішування дорівнюють додатку електричної потужності мішалки на тривалість стадії ферментації (24–72 год), встановлення тихохідної мішалки дає змогу скоротити відповідно у 1,5–2 рази витрати електроенергії. Це разом зі спрощенням обслуговування сприяє скороченню

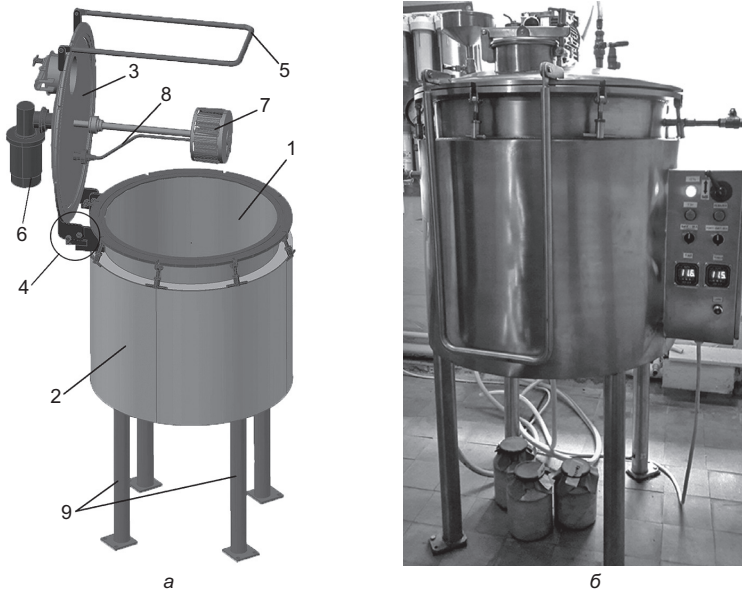


Рис. 1. Автономний біореактор для виробництва МБЗЗР: а — модель; б — експериментальний зразок; 1 — ферментаційна ємкість; 2 — зовнішня оболонка водяної сорочки; 3 — кришка; 4 — механізм фіксації кришки; 5 — важіль для відкидання кришки; 6 — електричний привід мішалки; 7 — турбінна мішалка; 8 — барботер; 9 — опори

експлуатаційних витрат до 30%. Однак зміна умов перемішування ФС і нестандартна геометрія ферментаційної ємкості потребують проведення досліджень інтенсивності масообмінних процесів.

Вплив конструктивних особливостей автономного біореактора на масообмін між ФС і барботованим повітрям було дослід-

жено з використанням об'ємного коефіцієнта масообміну $k_L\alpha$ — стандартної характеристики масообмінних процесів між рідкою та газоподібною фазами у ферментаційних апаратах [21, 25]. Коефіцієнт $k_L\alpha$ являє собою добуток коефіцієнта масообміну k_L та питомої поверхні контакту фаз α . Коефіцієнт k_L відображає вплив фізичних

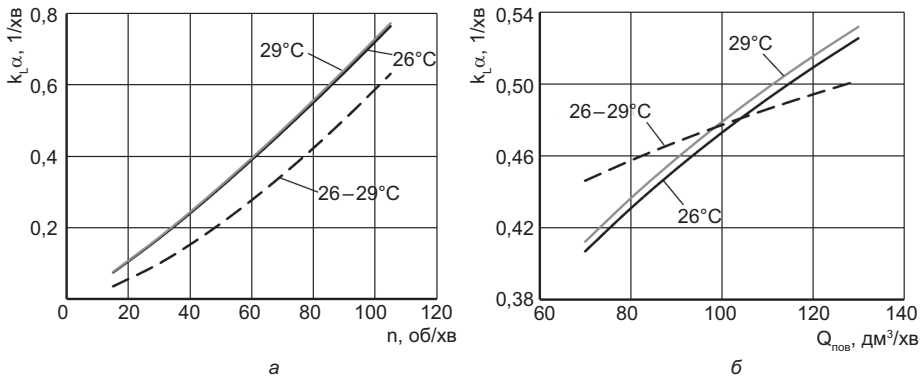


Рис. 2. Залежність об'ємного коефіцієнта масообміну $k_L\alpha$ від частоти обертів мішалки n та витрати барботованого повітря $Q_{\text{пов}}$ в автономному біореакторі: а — $n = \text{var}$, $Q_{\text{пов}} = 120 \text{ дм}^3/\text{хв}$; б — $n = 75 \text{ об/хв}$, $Q_{\text{пов}} = \text{var}$; суцільні лінії — криві, отримані на основі рівнянь (1)–(5), пунктирна лінія — крива, отримана за спрощеною методикою (рівняння (6)–(7)).

Результати експериментальних досліджень роботи автономного біореактора

Препарат	Базовий мікроорганізм	Параметри ФС			Час культивування, год	Рівень контамінації, %	Одержаний титр, КУО/см ³
		V _{ФС} , дм ³	t _{ФС} , °C	pH			
Боверин БТ	<i>Beauveria bassiana</i> шт. 71661	130	26 ± 1	6,7 ± 0,2	72	0,3	9,0 · 10 ⁸
Метаризин БТ	<i>Metarhizium anisopliae</i> (Metschnikoff) Sorokin. шт. МАЛИ	130	26 ± 1	6,3 ± 0,2	72	0,3	2,0 · 10 ⁸
Флуоресцин БТ	<i>Pseudomonas fluorescens</i> шт. 2	130	29 ± 1	7,2 ± 0,2	48	0,3	7,0 · 10 ⁹
Планриз БТ	<i>Pseudomonas fluorescens</i> шт. AP-33	130	29 ± 1	7,2 ± 0,2	48	0,3	8,0 · 10 ⁹

властивостей ФС і повітря на масообмін, а α — вплив геометрії апарата і параметрів перемішування та аерації.

Об'ємний коефіцієнт масообміну $k_L \alpha$ визначали за двома методиками для різних частот обертання мішалки $n = \text{var}$ за незмінної витрати повітря $Q_{\text{пов}} = \text{const}$ (рис. 2, а) та за фіксованої частоти обертів мішалки $n = \text{const}$ і різних витратах повітря $Q_{\text{пов}} = \text{var}$ (рис. 2, б). Властивості ФС було визначено за температур, характерних для напрацювання грибних (26°C) та бактеріальних (29°C) препаратів для захисту рослин.

З рис. 2 видно, що графіки $k_L \alpha = f(n)$ та $k_L \alpha = f(Q_{\text{пов}})$ відображають однакові тенденції зміння об'ємного коефіцієнта масообміну для обох застосованих методик. Загальний вигляд отриманих кривих відповідає наведеному в літературних джерелах [17, 20, 25]. Аналіз графіків показує, що зміна частоти обертів мішалки дає змогу охопити більший діапазон значень $k_L \alpha = (0,08 \dots 0,77)$ 1/хв, ніж регулювання витрати повітря $k_L \alpha = (0,40 \dots 0,53)$ 1/хв. Натомість зміння температури середовища на 3°C майже не впливає на величину об'ємного коефіцієнта масообміну. Отже, режими роботи мішалки мають значно більший вплив на масообмін, ніж збільшення витрати барботованого повітря, що підтверджується результатами інших авторів [17].

Отже, основним інструментом впливу на інтенсивність масообміну в автономному біореакторі є регулювання частоти обертів мішалки. Для щадного режиму

перемішування ФС у ферментаційних апаратах із відношенням висоти до діаметра ферментаційної ємкості близьким до 1:1 [14] достатнім є забезпечення об'ємного коефіцієнта масообміну 0,5–0,7 1/хв. Для автономного біореактора це відповідає частоті обертів мішалки $n = (75 \dots 100)$ об/хв.

Експериментальні дослідження проводили на науково-технічній базі ІТІ «Біотехніка» НААН у процесі напрацювання грибних (Боверин БТ, Метаризин БТ) і бактеріальних препаратів (Планриз БТ, Флуорисцин БТ) для захисту рослин у експериментальному зразку автономного біореактора (рис. 1, б). Грибні препарати культивували на пептоно-дріжджових ПС, бактеріальні — на кукурудзяно-мелясних ПС, компоненти яких змішували безпосередньо у ферментаційній ємкості у розрахункових пропорціях [7]. Стерилізацію середовищ проводили за температури 120°C із витримкою впродовж

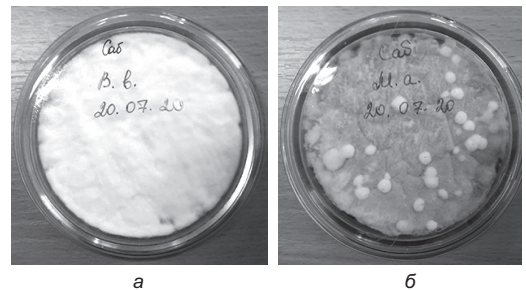


Рис. 3. Посіви КР грибних препаратів на селективне середовище Сабуро: а — Боверин БТ; б — Метаризин БТ

60 хв та подальшим охолодженням до температури засіву [24]. Стадія культивування мікроорганізмів включала інокуляцію ПС та подальше розмноження посівної культури за механічного перемішування і барботажу з параметрами $n=75$ об/хв, $Q_{\text{пов}}=120$ дм³/хв, що забезпечуватиме $k_L \alpha > 0,6$ 1/хв (рис. 2, а), чого достатньо для належного рівня масообмінних процесів. Якість одержаних у результаті біопрепаратів оцінювали на основі

мікробіологічного аналізу проб (таблиця, рис. 3).

Мікробіологічний аналіз проб препаратів показав концентрацію цільових мікроорганізмів 10^8 – 10^9 КУО/см³, що є порівнянню з титрами препаратів, отриманих на качалках [7, 24]. Посіви КР на селективні середовища виявили, що рівень контамінації препаратів сторонньою мікрофлорою не перевищує 0,3%.

Висновки

У результаті проведених досліджень було створено автономний біореактор, спеціалізований для малотоннажного виробництва МБЗЗР. Урахування особливостей ферментаційної технології дало можливість максимально адаптувати біореактор до умов випуску продукції на регіональних біофабриках. Збільшення діаметра ферментаційної ємкості спростило спосіб відкривання кришки, давши змогу відмовитися від застосування додаткових підйомних механізмів, що значно полегшило обслуговування біореактора. Використання тихохідної мішалки зменшило затрати енергії на перемішування в 1,5–2 рази порівняно з серійними ферментерами. Теоретичні дослідження різних режимів аерації і перемішування показали, що достатня інтенсивність масообміну між ФС

і барботованим повітрям досягається за частоти обертів мішалки 75–100 об/хв. Експериментальні дослідження підтвердили, що навіть при 75 об/хв в автономному біореакторі створюються сприятливі умови для напрацювання грибних і бактеріальних препаратів із титрами, наближеними до 10^8 – 10^9 КУО/см³.

Розроблений апарат, крім глибинного культивування мікроорганізмів, дає можливість реалізувати процеси приготування і стерилізації середовищ, що у підсумку веде до скорочення апаратного складу. Використання автономного біореактора як основного обладнання регіональних біофабрик дасть змогу скоротити експлуатаційні витрати на 25–30% за рахунок зменшення витрат електроенергії та спрощення його обслуговування.

Yaroshevsky V.¹, Osipenko T.², Pyliak N.³
Engineering and Technological Institute «Bio-tekhnika» of NAAS, 26 Maiatska doroha Str., Khlিবodar village, Biliav district, Odesa oblast, 67667, Ukraine; e-mail: ¹wladscience@gmail.com; ²tatianayagud@gmail.com, ³nceb2017@gmail.com; ORCID: ¹0000-0002-1905-2092, ²0000-0001-6419-9520, ³0000-0002-5074-4011

Self-contained Bioreactor Developing for Small-Scale Microbial Pesticides Production

Goal. The developing of specialized self-contained bioreactor for small-scale manufacturing of microbial plant protection products. **Methods.** The fermentation technology specific aspects analysis for small-scale manufacturing of microbial plant protection products was made. Self-contained bioreactor design features were determined on the base of the results analysis. Theoretical studies of self-contained bioreactor mass transfer characteristics based on volumetric mass transfer

coefficient $k_L \alpha$ evaluation were made. Experimental studies of self contained bioreactor operating conditions in bacteria and fungi cultivation for biopesticides were made. **Results.** The specialized self contained bioreactor for microbial plant protection products manufacturing with account for fermentation medium properties and mass transfer conditions was developed. The bioreactor special features are non-standard height to diameter ratio of fermentation tank 1:1.2; gentle agitation system by low-speed turbine with air bubbling into suction zone and simplified opening system of the cover with agitator assembly. Theoretical studies showed mass transfer intensity ($k_L \alpha = 0,5$ – $0,7$ min⁻¹) sufficiency for gentle medium agitation at low stirrer speed (75–100 rpm). Experimental studies confirmed the capability of microbial pesticides obtaining with cell concentration at 10^8 to 10^9 CFU·cm⁻¹. **Conclusions.** Self contained bioreactor usage at regional biofactories will allow the equipment units decreasing by refusal of growth medium making

and its sterilization in separate units as well as power consumption reduction on agitation from 1.5 to 2 times. This will be resulted in operating costs reduction at 25–30 %.

Key words: fermentation equipment, biofactory, biolaboratory, turbine stirrer, mass transfer, target microorganisms, operating costs.

DOI: <https://doi.org/10.31073/agrovisnyk202108-06>

Бібліографія

1. *Biopesticides and bioagents: novel tools for pest management*; ed. by Arshad Anwer. Boca Raton: Apple Academic Press. 2018. 419 p. doi: 10.1201/9781315365558
2. Chandler D., Bailey A.S., Tatchell G.M. et al. The development, regulation and use of biopesticides for integrated pest management. *Philos Trans R Soc Lond B Biol Sci*. 2011. № 366 (1573). P. 1987–1998. doi: 10.1098/rstb.2010.0390.
3. Гольдин Е.Б. Биологическая защита растений в свете проблем XXI в. *Геополитика и экогеодинамика регионов*. 2014. 10 (2). С. 99–107.
4. Крутякова В.І. Інноваційні підходи до створення системи виробництва біологічних засобів захисту рослин в Україні. *Вісник аграрної науки*. 2019. №12. С. 54–58. doi: 10.31073/agrovisnyk201912-08
5. Старчевський Ю.І., Дубровін В.О. До питання розвитку регіональних мереж біофармик і біолабораторій з виробництва засобів біологізації землеробства. *Науковий вісник НУБіП України*. 2011. Вип. 166, Ч. 1. С. 43–55.
6. Беспалов І.Н., Ходорчук В.Я. Економічна ферментаційна установка для виробництва мікробіологічних засобів захисту рослин. *Вісник аграрної науки*. 2017. № 1. С. 38–42. doi: 10.31073/agrovisnyk201701-07
7. Крутякова В.І., Беспалов І.М., Молчанова О.Д., Лобан Л.Л. Інженерно-технологічні інновації у виробництві ентомологічних та мікробіологічних засобів захисту рослин: монографія. Одеса: ПП «Фенікс», 2017. 196 с.
8. Krutyakova V., Yaroshevsky V., Bulgakov V., Ivanovs S. Research in jet mixing of components of nutrient media in small-scale production of microbial pesticides: *Proceedings of the 19th international scientific conference: Engineering for rural development* (Jelgava, 20–22.05.2020) Jelgava: LLUTF, 2020. P. 413–418. doi: 10.22616/ERDev2020.19.TF095
9. Stanbury P.F., Whitaker A., Hall S.J. Principles of fermentation technology 3rd ed. Burlington MA: Butterworth-Heinemann, 2016. 824 p. doi: 10.1016/C2013-0-00186-7
10. Фёдоров К.Г. Процессы и аппараты биотехнологии в химико-фармацевтической промышленности. Медицина: Медицина, 1969. 200 с.
11. Taborsky V. Small-scale processing of microbial pesticides. *FAO Agricultural services bulletin* № 96. Rome: FAO, 1992. 92 p.
12. McNeil B., Harvey L.M. Practical fermentation technology. Chichester: John Wiley & Sons Ltd, 2008. 396 p. doi: 0.1002/9780470725306
13. Винаров А.Ю., Кухаренко А.А., Панфилов В.И. Лабораторные и промышленные ферментеры: учеб. пособие. Москва: РХТУ им. Д.И. Менделеева, 2004. 97 с.
14. Panda T. Bioreactors. Analysis and design. New Delhi: Tata McGraw Hill, 2011. 514 p.
15. Garcia-Ochoa F., Santos V.E., Gomez E. Stirred tank bioreactors. *Comprehensive biotechnology*, 2nd ed.; ed by M. Moo-Young. Amsterdam: Elsevier. 2011. V. 2. P. 179–198. doi: 10.1016/b978-0-08-088504-9.00108-2
16. Dutta R. Fundamentals of biochemical engineering. Springer: Berlin, 2008. 306 p. doi: 10.1007/978-3-540-77901-8
17. Doran P.M. Bioprocess engineering principles, 2nd ed. Oxford: Academic Press. 2013, 455 p. doi: 10.1016/c2009-0-22348-8
18. Hu Wei-Shou Bioreactor kinetics. *Engineering principles in biotechnology*. Hoboken: JohnWiley & Sons, Inc, 2018. P. 217–240. doi: 10.1002/9781119159056.ch7
19. Calderbank P.H., Moo-Young, M.B. The continuous phase heat and mass transfer properties of dispersions. *Chem Eng S*. 1995. V. 50 (24), P. 3921–3934. doi: 10.1016/0009-2509(96)81823-9
20. Nagata S. Mixing: principles and application. New York: John Wiley & Sons, 1975. 458 p.
21. Yawalkar A.A., Heesink A., Versteeg G.F., Pangarkar V.G. Gas-liquid mass transfer coefficient in stirred tank reactors. *Can. J. Chem. Eng.* 2002. V. 80 (5). P. 840–848. doi: 10.1002/cjce.5450800507
22. Теплер Е.З., Шильникова В.К., Переверзева Г.И. Практикум по микробиологии. Москва: Колос, 1979. 215 с.
23. Волкогон В.В., Надкернична О.В., Томакова Л.М. та ін. Експериментальна ґрунтова мікробіологія: монографія; за ред. В.В. Волкогона. Київ: Аграрна наука, 2010. 464 с.
24. Yaroshevsky V., Osipenko T., Pilyak N. Self contained bioreactor usage for small-scale microbial pesticides production. *Proceedings of the international scientific symposium «Plant protection — achievements and prospects»* (Chishinau, 27–28 October 2020). Chishinau: Capatana Print, 2020. P. 164–167.
25. Villadsen J., Nielsen J., Lidén G. Gas-Liquid Mass Transfer. *Bioreaction Engineering Principles*, 3rd ed. Springer: Boston. 2011. P. 459–496. doi: 10.1007/978-1-4419-9688-6_10