

Технічні науки

УДК 663.03

Драгузя Костянтин Васильович

студент

*Національного технічного університету України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»*

Драгузя Константин Васильевич

студент

*Национального технического университета Украины
«Киевский политехнический институт имени Игоря Сикорского»*

Drahuzia Kostya

Student of the

*National Technical University of Ukraine
"Igor Sikorskiy Kyiv Polytechnic Institute"*

Зубрій Олег Григорович

*кандидат технічних наук, доцент кафедри
машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв*

*Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»*

Зубрий Олег Григорьевич

*кандидат технических наук, доцент кафедры
машин и аппаратов химических и нефтеперерабатывающих производств*

*Национальный технический университет Украины
«Киевский политехнический институт имени Игоря Сикорского»*

Zubriy Oleg

*Candidate of Engineering Science, Associate Professor of the Department of
Machines and Apparatus for Chemical and Oil Refining Production,*

*National Technical University of Ukraine
"Igor Sikorskiy Kyiv Polytechnic Institute"*

**ВИЗНАЧЕННЯ РЕЖИМУ ПЕРЕМІШУВАННЯ ТА ТИПУ
ПЕРЕМІШУЮЧОГО ПРИСТРОЮ ФЕРМЕНТЕРА ДЛЯ
ВИРОБНИЦТВА БАКТЕРІОЦИНІВ
ОПРЕДЕЛЕНИЕ РЕЖИМА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ И ТИПА
ПЕРЕМЕШИВАЮЩЕГО УСТРОЙСТВА ФЕРМЕНТЕРА ДЛЯ
ПРОИЗВОДСТВА БАКТЕРИОЦИНОВ
DETERMINATION OF THE MODE OF MIXING AND THE TYPE OF
MIXING DEVICE FOR THE PRODUCTION OF BACTERIOCINES**

***Анотація.** Розглянуто схему виробництва бактеріоцинів. У роботі представлені результати розрахунків, що проводились для визначення режиму перемішування та типу перемішуючого пристрою ферментера, призначеного для виробництва бактеріоцинів.*

***Ключові слова:** бактеріоцин, технологічна схема, перемішуючий пристрій.*

***Аннотация.** Рассмотрена схема производства бактериоцинов. В работе представлены результаты расчетов, проводимых для определения режима перемешивания и типа перемешивающего устройства, предназначенного для производства бактериоцинов.*

***Ключевые слова:** бактериоцин, технологическая схема, перемешивающее устройство.*

***Summary.** The scheme of production of bacteriocins is considered. The scheme of production of bacteriocins is considered. The paper presents the results of calculations carried out to determine the mode of mixing and the type of mixing device intended for the production of bacteriocins.*

***Key words:** bacteriocin, technology system, mixing device.*

Постановка проблеми. Бактеріоцини – велика родина пептидів, які мають антимікробну активність, що діє проти інших штамів того ж виду або близькоспоріднених видів. Вважається, що бактеріоцини, які продукуються молочнокислими бактеріями, можуть використовуватись як консерванти в харчовій промисловості. Найбільш відомий і вивчений бактеріоцин є нізін. Тому роботу зроблено на прикладі технології його виробництва.

Мета статті. Метою роботи є визначення режиму перемішування та типу перемішуючого пристрою, призначеного для перемішування рідкого середовища для виробництва бактеріоцинів.

Виклад основного матеріалу. Нізін – природний антимікробний препарат поліпептидного типу, аероб, який відноситься до біологічних інгібіторів і продукується молочнокислими бактеріями *Lactococcus lactis*.

Вченими доведена здатність даної речовини до повного розщеплення і засвоєння організмом людини. Нізін швидко руйнується в шлунково-кишковому тракті і не має негативного впливу на мікрофлору кишечника. Нізін пригнічує розвиток ряду грампозитивних бактерій: бацил, стрептококів, сарцин, знижує термостійкість багатьох спорових форм, які викликають псування харчових продуктів при їх зберіганні. Застосування нізину в процесах консервування харчових продуктів дозволяє зменшити час теплового впливу або температуру термообробки, що дає змогу зберегти значну кількість корисних речовин в продуктах.

Технологія виробництва цього бактеріоцину передбачає застосування глибинного методу культивування мікроорганізмів, при якому саме інтенсивність перемішування під час всього процесу культивування визначає антимікробну активність бактеріоцинів.

На рисунку 1 зображена принципова бактеріоцинів [2].

Процес приготування посівного матеріалу полягає в активації ліофільно висушених штамів і їх культивуванні на щільних поживних середовищах протягом 18-ти годин при температурі 28 ± 1 °C.

В якості компонентів поживного середовища використовують розсіл після сушки молочної сироватки, молочну сироватку та ополосок, одержуваний після миття технологічного обладнання на молочних підприємствах.

Приготоване в реакторі-змішувачі 1 поживне середовище стерилізують і охолоджують до температури 28 ± 1 °С. Посівну культуру стерильно пересівають на рідке поживне середовище і культивують протягом 10-ти годин в ферментері 10 при температурі 28 ± 1 °С.

Отриману культуральну рідину сепарують для відділення клітинної біомаси. Для очищення від залишкових клітин культур проводять фільтрування надосадової рідини на мембранних фільтрах 9. Виділення і очищення бактеріоцинів із культуральної рідини проводять висолюванням в прохолодному приміщенні при 7 ± 2 °С, додаючи до фільтрату сульфат амонію $((\text{NH}_4)_2\text{SO}_4)$, і відстоюють протягом 2-х годин. Осад, що сформувався осаджують в центрифугі 11.

Для отримання сухого препарату отримана суміш подається на сушіння в сушарку 12. Процес сушіння відбувається до вмісту вологи 4-6%.

Отриманий препарат бактеріоцинів надалі використовують в харчовій промисловості як консервант.

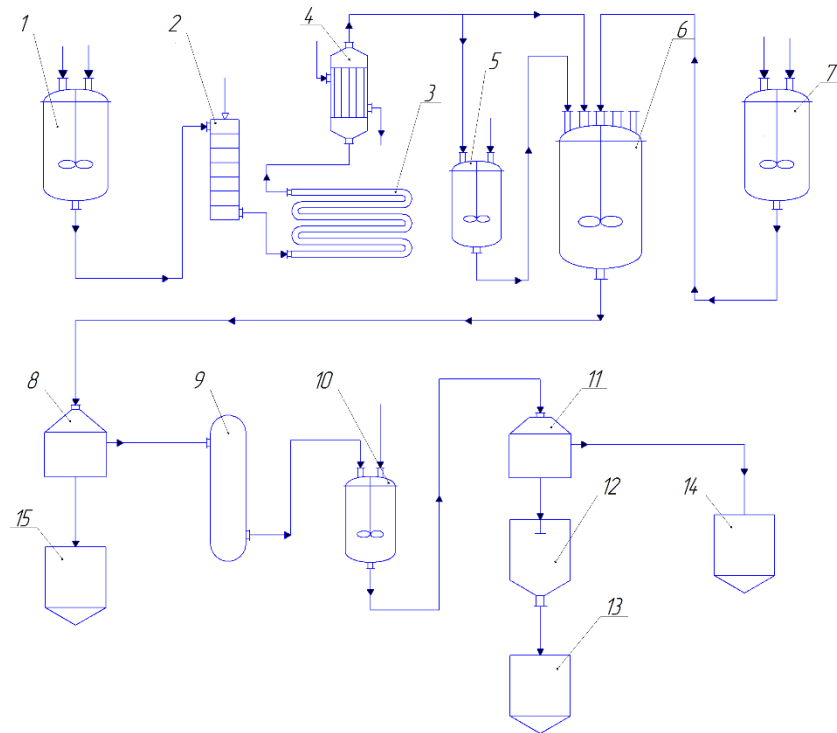


Рис. 1. Принципова технологічна схема виробництва бактеріоцинів:

- 1 – змішувач; 2 – стерилізаційна колона; 3 – витримувач; 4 – теплообмінник;
5 – біореактор; 6 – ферментер; 7 – реактор; 8 – сепаратор 9 – фільтр;
10 – екстрактор; 11 – центрифуга; 12 – розпилююча сушарка; 13 – збірник продукту; 14 – збірник рідкої фракції; 15 – збірник клітинної маси

Перемішування в апаратах здійснюється мішалками, більшість з яких являють собою маточину, до якої кріпляться лопаті (зварюванням або різьбовими кріпильними виробами). Основними факторами, що характеризують роботу мішалок, є витрати потужності та ефективність перемішування [3].

Оптимальні умови інтенсивного перемішування при глибиному вирощуванні мікроорганізмів забезпечать турбінні та гвинтові мішалки, тому інші типи мішалок до розрахунку не було представлено.

Нижче розглянуто розрахунок швидкості обертання перемішувачів з умов отримання суспензії, витрат потужності та забезпечення процесу теплообміну.

Планується використати апарат з еліптичним днищем без внутрішніх пристроїв об'ємом 6,3 м³ для перемішування суспензії. Діаметр корпусу апарата $D=1,6$ м, діаметр мішалки $d=0,4$ м, висота рідини $H_p=2,33$ м, коефіцієнт динамічної в'язкості суміші $\mu=1,024 \cdot 10^{-3}$ Па·с, густина суміші $\rho=1024$ кг/м³, густина твердої фази $\rho_{ТВ}=1233$ кг/м³, розмір твердих частинок $d_ч=1,1 \cdot 10^{-4}$ м.

Для визначення необхідних значень критерію $Re_{ц}$, що характеризує режим руху середовища, яке перемішується, та значень n , обертання валу скористаємось узагальненим рівнянням [5]:

$$Re_{ц} = \frac{n_0 d^2 \rho}{\mu} = C \cdot Ga^k \left(\frac{\rho_{ТВ}}{\rho} \right)^l \left(\frac{d_ч}{d} \right)^m \left(\frac{D}{d} \right)^n,$$

де $Ga = \frac{d^3 \rho^2 \cdot g}{\mu^2}$ – критерій Галілея;

$d_ч$ – діаметр твердої частинки;

$\rho_{ТВ}$ – густина твердої фази.

Значення коефіцієнта C та показників ступенів зведено до табл.1.

Таблиця 1

Значення коефіцієнта C та показників ступенів для рівняння (1)

Тип мішалки	C	k	l	m	n
Гвинтова	0,105	0,6	0,8	0,4	1,9
Турбінна (закрита)	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

Критерій Галілея в обох випадках буде однаковим:

$$Ga = \frac{d^3 \rho^2 \cdot g}{\mu^2} = \frac{0,4^3 \cdot 1024^2 \cdot 9,81}{(1,024 \cdot 10^{-3})^2} = 6,278 \cdot 10^{11}.$$

Для гвинтової мішалки відцентровий критерій Рейнольдса дорівнює:

$$Re_{ц} = 0,105 \cdot (6,278 \cdot 10^{11})^{0,6} \left(\frac{1233}{1024} \right)^{0,8} \left(\frac{1,1 \cdot 10^{-4}}{0,4} \right)^{0,4} \left(\frac{1,6}{0,4} \right)^{1,9} = 7,657 \cdot 10^5$$

Значення кількості обертів $n'_{п}$ визначаємо за рівнянням:

$$n'_{\Pi} = \frac{Re_{\Pi} \cdot \mu}{d^2 \cdot \rho} = \frac{7,657 \cdot 10^5 \cdot 1,024 \cdot 10^{-3}}{0,4^2 \cdot 1024} = 4,786 \frac{\text{об}}{\text{с}}$$

Кутова швидкість обертання валу перемішуючого пристрою визначається за формулою $\omega = 2 \cdot \pi \cdot n$. Тоді $\omega'_{\Pi} = 2 \cdot 3,14 \cdot 4,786 = 30,07 \text{ рад/с}$. Приймаємо значення кутової швидкості обертання вала: $\omega_{\Pi} = 39,7 \text{ рад/с}$, при якій кількість обертів в секунду складає n_{Π} :

$$n_{\Pi} = \frac{\omega_{\Pi}}{2 \cdot \pi} = \frac{39,7}{2 \cdot 3,14} = 6,318 \frac{\text{об}}{\text{с}}$$

Перераховуємо критерій Рейнольдса швидкості обертання валу n_{Π} :

$$Re_{\Pi} = \frac{n_{\Pi} d^2 \rho}{\mu} = \frac{6,318 \cdot 0,4^2 \cdot 1024}{1,024 \cdot 10^{-3}} = 1,011 \cdot 10^6.$$

Тоді потужність, яка витрачається на перемішування суспензії, складе:

$$N_M = K_{N_{\Pi}} \cdot \rho_c \cdot n^3 \cdot d^5 = 0,2 \cdot 1024 \cdot 6,318^3 \cdot 0,4^5 = 532,981 \text{ Вт},$$

де $K_{N_{\Pi}}$ – критерій потужності гвинтової мішалки [6, с. 707].

Коефіцієнт, що враховує збільшення потужності при $H_p > D$:

$$K_H = \left(\frac{H_p}{D}\right)^{0,5} = \left(\frac{2,33}{1,6}\right)^{0,5} = 1,206.$$

Кінцева розрахункова витрата потужності при застосуванні гвинтового типу мішалки:

$$N'_M = K_H \cdot N_M = 1,456 \cdot 532,981 = 642,69 \text{ Вт}.$$

Критерій Рейнольдса для турбінної закритої мішалки:

$$Re_{\Pi} = 0,25 \cdot (6,278 \cdot 10^{11})^{0,57} \left(\frac{1233}{1024}\right)^{0,37} \left(\frac{1,1 \cdot 10^{-4}}{0,4}\right)^{0,33} \left(\frac{1,6}{0,4}\right)^{1,15} = 4,7 \cdot 10^5$$

Значення кількості обертів n'_T :

$$n'_T = \frac{Re_{\Pi} \cdot \mu}{d^2 \cdot \rho} = \frac{4,7 \cdot 10^5 \cdot 1,024 \cdot 10^{-3}}{0,4^2 \cdot 1024} = 2,923 \frac{\text{об}}{\text{с}}$$

Кутова швидкість $\omega'_T = 18,364 \text{ рад/с}$. В літературі [6, табл.32.2, табл 32.3] із наведеного ряду найближче більше значення швидкості обертання вала становить $\omega_T = 18,8 \text{ рад/с}$, при якій кількість обертів в секунду складає n_T :

$$n_{\tau} = \frac{\omega_{\tau}}{2 \cdot \pi} = \frac{18,8}{2 \cdot 3,14} = 3 \frac{\text{об}}{\text{с}}$$

Критерій Рейнольдса швидкості обертання валу n_{τ} :

$$Re_{\tau} = \frac{n_{\tau} d^2 \rho}{\mu} = \frac{3 \cdot 0,4^2 \cdot 1024}{1,024 \cdot 10^{-3}} = 4,8 \cdot 10^5.$$

Тоді потужність, яка витрачається на перемішування суспензії турбінною закритою мішалкою:

$$N_{\text{м}} = K_{N_{\tau}} \cdot \rho_c \cdot n^3 \cdot d^5 = 0,81 \cdot 1024 \cdot 3^3 \cdot 0,4^5 = 229,324 \text{ Вт},$$

де $K_{N_{\tau}}$ – критерій потужності турбінної мішалки [6, стр. 707].

Кінцева розрахункова потужність:

$$N'_{\text{м}} = K_{\text{н}} \cdot N_{\text{м}} = 1,206 \cdot 229,324 = 276,565 \text{ Вт}.$$

Інтенсивність тепловіддачі від стінки апарата до середовища, яке перемішується, характеризується значенням коефіцієнта тепловіддачі α_1 . При застосуванні гвинтового типу мішалки, коефіцієнт α_1 суттєво перевищує значення коефіцієнта тепловіддачі при використанні мішалки турбінного закритого типу. Значення розрахованих коефіцієнтів зображено на рисунку 2.

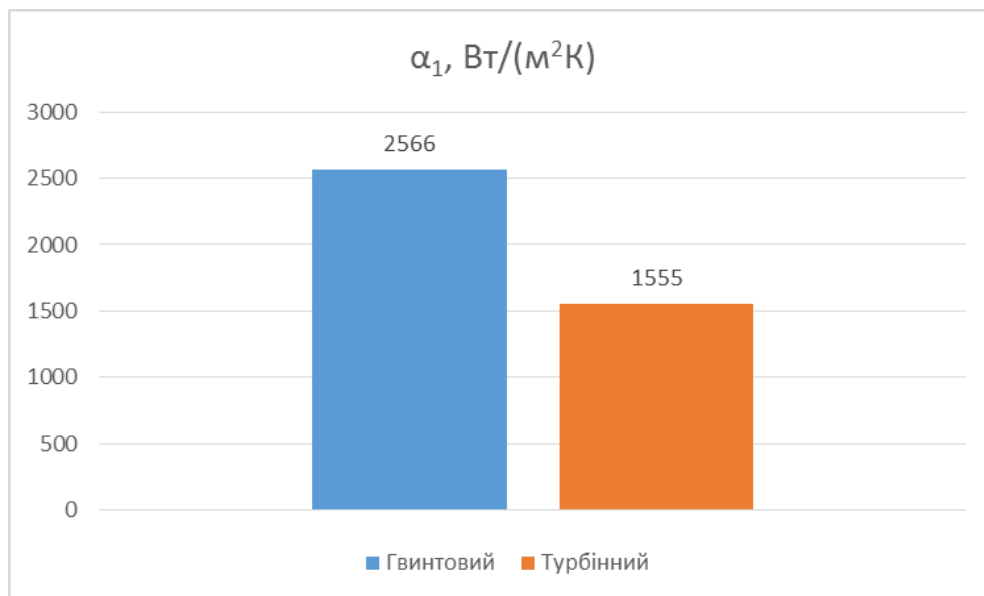


Рис. 2. Значення коефіцієнта α_1 для різних типів мішалок

Коефіцієнт тепловіддачі α_2 для потоку води, що рухається в циліндричній оболоні ферментера, розраховано з урахуванням впливу вільної

конвекції і практично не залежить від типу мішалки. Значення розрахованих коефіцієнтів α_2 зображено на рисунку 3.

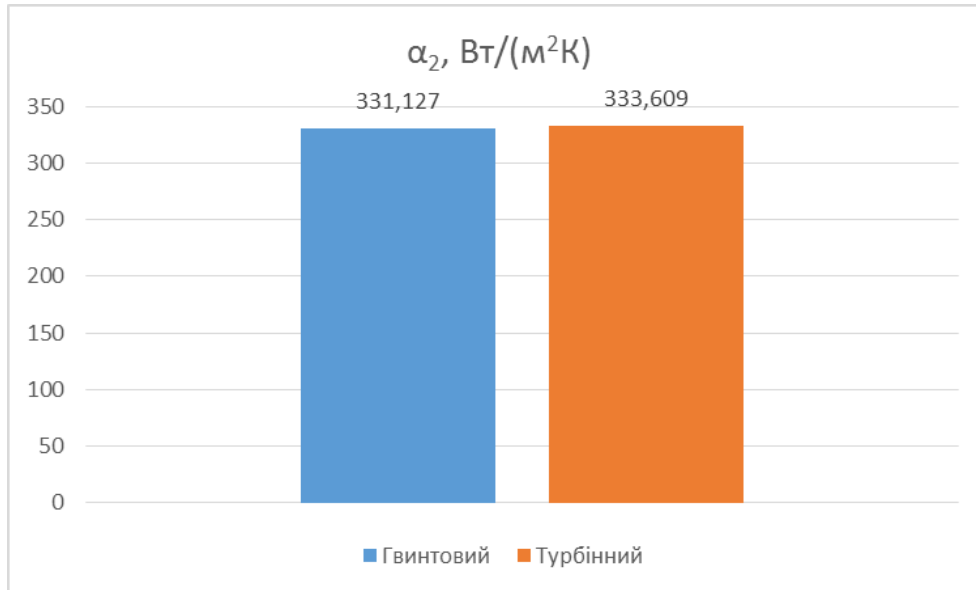


Рис. 3. Значення коефіцієнта α_2 для різних типів мішалок

Незначна розбіжність розрахункових значень коефіцієнтів теплопередачі K (рисунок 4) та значень отриманої площі теплообміну ферментера відповідно, обумовлена низькими значеннями коефіцієнтів тепловіддачі α_2 .

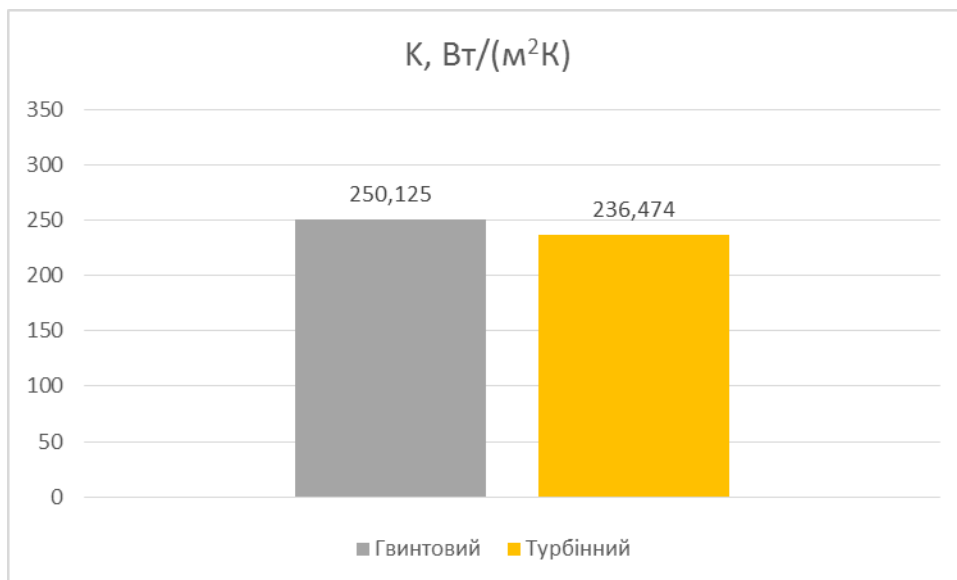


Рис. 4. Значення коефіцієнта K для різних типів мішалок

Отже, на основі проведених розрахунків і отриманих значень обертання перемішуючого пристрою та витрат потужності, при заданих параметрах апарату та середовища, що перемішується, доцільніше використання турбінного, ніж гвинтового, типу перемішуючого пристрою.

Література

1. Сільськогосподарська мікробіологія. — 2016. — Вип. 24. — С. 64–72.
2. Рудавська Г.Б., Леріна І.В., Демкевич Л.І. Найважливіші біохімічні процеси, збудниками яких є мікроорганізми [Електронний ресурс]. — Режим доступу: <https://lektsii.org/6-59325.html>.
3. Процеси та обладнання хімічної технології [Текст]: підруч. / Я. М. Корнієнко, Ю. Ю. Лукач, І. О. Мікульонок та ін. — К.: НТУУ «КПІ», 2011. — Ч. 2. — 416 с. — Бібліогр.: с. 415-415. — 400 пр.
4. Минаева. Л. П. Интенсификация технологии пищевого полипептидного консерванта низина : автореферат дис. кандидата технических наук : 03.00.23 / Гос. НИИ биосинтеза белковых веществ. — Москва, 2000. — 24 с.
5. Павлушенко И.С. и др., ЖПХ, 30, 1160 (1957).
6. Лацинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры - Л.: Машиностроение, 1970. — 752 с.