МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ПОЛІСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
Факультет інженерії та енергетики
Кафедра механіки та
інженерії агроекосистем
Кваліфікаційна робота
на правах рукопису

Вознюк Микола Олександрович
(прізвище, ім'я, по батькові здобувача вищої освіти)

УДК 631.2:658.264
(індекс)

КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА

Обґрунтування параметрів обладнання і процесів конверсії біомаси сільськогосподарського походження в закритих камерах

Спеціальність 208 «Агроінженерія»
(шифр і назва спеціальності)

Подається на здобуття освітнього ступеня магістр

Кваліфікаційна робота містить результати власних досліджень. Використання ідей, результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело _____ М. О. Вознюк
(підпис, ініціали та прізвище здобувача вищої освіти)

Керівник роботи
Цивенкова Н.М.
(прізвище, ім'я, по батькові)
доцент, канд. тех. наук
(науковий ступінь, вчене звання)

Житомир – 2020

АНОТАЦІЯ

Вознюк М. О. Обґрунтування параметрів обладнання і процесів конверсії біомаси сільськогосподарського походження в закритих камерах. – Кваліфікаційна робота на правах рукопису.

Кваліфікаційна робота на здобуття освітнього ступеня магістра за спеціальністю 208 – агроінженерія. – Поліський національний університет, Житомир, 2020.

Виконано аналіз конструкцій обладнання і процесів конверсії біомаси в закритих камерах. Представлено математичну модель, яка дозволяє встановити вплив геометричних параметрів камери ферментації і частоти її обертання на рівномірність змішування компонентів у субстраті і, як наслідок, на якість виробленого компосту. Здійснено моделювання енергетичних параметрів камери ферментації. Представлено конструкцію камери ферментації та виконано експериментальні дослідження. Відхилення теоретичних та експериментальних даних не перевищує 5 %. Отже, отримані результати можна застосовувати при моделюванні процесів ферментації в закритих камерах.

Ключові слова: субстрат, камера ферментації, конверсія, біомаса.

SUMMARY

Vozniuk M.O. Substantiation of equipment parameters and processes of agricultural biomass conversion in closed chambers. – Qualification work on the rights of the manuscript. Qualifying work for a master's degree in specialty 208 – agroengineering. – Polissya National University, Zhytomyr, 2020. The analysis of equipment designs and biomass conversion processes in closed chambers is performed. A mathematical model is presented, which allows to establish the influence of fermentation chamber geometric parameters and its rotation frequency on the uniformity of mixing of components in the substrate. Modelling of fermentation chamber energy parameters is carried out. The design of the fermentation chamber is presented and experimental studies are performed. The deviation of theoretical and experimental data does not exceed 5%. Therefore, the obtained results can be used in modeling fermentation processes in closed chambers.

Key words: substrate, fermentation chamber, conversion, biomass.

ЗМІСТ

	ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ…….....	4
	ВСТУП…….……...……	6
РОЗДІЛ 1.	АНАЛІЗ КОНСТРУКЦІЙ ОБЛАДНАННЯ І ПРОЦЕСІВ ТВЕРДОФАЗНОЇ ФЕРМЕНТАЦІЇ БІОМАСИ В ЗАКРИТИХ КАМЕРАХ…….....	8
1.1.	Аналіз конструкції обладнання і процесів твердофазної ферментації біомаси в закритих камерах……..	8
1.2.	Аналіз досліджень аналітичного опису процесів ферментації біомаси в закритих камерах……	11
1.3.	Висновки до розділу 1…….……..	14
РОЗДІЛ 2.	ТЕОРЕТИЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ КОМПОНЕНТІВ У СУБСТРАТІ З ОРГАНІЧНОЇ СИРОВИНИ……....	15
2.1.	Математичне моделювання параметрів процесу змішування компонентів у субстраті та параметрів закритої камери ферментації…….	15
2.2.	Математичне моделювання енергетичних параметрів закритої камери ферментації…….	18
2.3.	Висновки до розділу 2……...…….…	23
РОЗДІЛ 3	МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ТА РЕЗУЛЬТАТИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ……	24
3.1.	Методика проведення експериментальних досліджень…….	24
3.2.	Результати дослідження параметрів процесу змішування компонентів у субстраті та параметрів закритої камери ферментації…….	26
3.3.	Результати дослідження енергетичних параметрів закритої камери ферментації……	27
3.4.	Висновки до розділу 3……..	29
	ВИСНОВКИ……	30
	СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ……..	31

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

де m – маса вологого зразка субстрату в камері ферментації, кг;

m_m, $m_{o.c.}$, m_{H2O} – маса мінеральної складової, яка не схильна до деструкції мікроорганізмами, органічної складової субстрату та води відповідно кг;

c – питома теплоємність субстрату, Дж/кг·^{0}С; ($c=c_m \cdot m_m + c_{o.c.} \cdot m_{o.c.} + c_{H2O} \cdot m_{H2O}$);

T_1, T_2 – температури субстрату і навколишнього середовища відповідно, ^{o}С;

t – час, протягом якого триває процес ферментації, год;

Q_1, Q_2 – теплота, яка виділяється під час деструкції 1 кг органічної складової субстрату та прихована теплота пароутворення, Дж/кг;

k – коефіцієнт теплопередачі через нижню, верхню і бічні стінки закритої камери ферментації, Дж/(год·м^2·°С);

S – сумарна площа поверхні усіх стінок камери ферментації, м^2.

$\left(\Delta O.C. / dt\right) \cdot \left(Q_1 / m \cdot c\right)$ – швидкість зменшення температури за рахунок процесів біотрансформації;

$\left(k \cdot S / m \cdot c\right) \cdot \left(T_1 - T_2\right)$ – швидкість зменшення температури за рахунок теплообміну з навколишнім середовищем;

$\left(\Delta H_2O / dt\right) \cdot \left(Q_2 / m \cdot c\right)$ – швидкість зменшення температури за рахунок прихованої теплоти пароутворення;

$\left(Q_2 / m \cdot c\right) = k$ – коефіцієнт теплопередачі Дж/(год·м^2·°С);

$\Delta O.C.$ – кількість деградованої органіки до завершення процесу ферментації, кг;

ΔH_2O – втрати води до завершення процесу ферментації, кг;

$f_{o.c.}$ – коефіцієнт, який визначає кількість води, яка утворюється при деградації одного кілограма органічної речовини;

m_c – середня маса субстрату, який перетворюється на компост за процес, кг;

S_c – площа під температурною кривою, ^{o}С;

μ_m – максимальна питома швидкість росту, 1/год;

μ – питома швидкість росту, 1/год;

χ – концентрація лімітуючого субстрату, %;

$K\chi$ – коефіцієнт, обернено пропорційний спорідненості клітин культури субстрату;

K_i, K_P – інгібіторна константа, константа спорідненості з продуктом;

2ς – центральний кут сегменту субстрату з біосировини, рад;

α – кут нахилу поверхневого шару субстрату з біосировини, рад.;

x, y – поточні координати частинки субстрату під час руху по траєкторії в камері, м;

β – кут повороту лопатки від горизонтальної осі, рад.;

b – ширина лопатки, м;

r – радіус закритої камери ферментації;

V_o – початкова швидкість руху частинки субстрату при сходженні з лопатки (абсолютне її значення), м/с;

ξ_0 – початковий кут нахилу вектору швидкості руху частинки субстрату до горизонту, рад.;

t_{xy} – поточний час руху частинки субстрату, с;

t_1 – час повороту закритої камери ферментації (з моменту виходу лопатки із субстрату до повного розвантаження лопатки), с;

ψ_0 – кут виходу лопатки із субстрату на початок руху, рад.;

ω – кутова швидкість обертання закритої камери, рад./с;

μ – коефіцієнт тертя частинки субстрату по сталевій поверхні лопаті, відн. од.;

$V_к$ – радіальна швидкість руху частинок компонентів субстрату по лопатці обертової камери, м/с;

a_1 – коефіцієнт пропорційності (ламінарний рух повітря по поверхні частинки субстрату), $с^{-1}$;

ϑ_1, ϑ_2 – корені рівняння, $с^{-1}$;

$E_{вн}$, – кількість внутрішньої енергії в контрольованому об'ємі, Вт;

$E_{зов}$ – кількість енергії, що залишає контрольований об'єм, Вт;

$Q_{ве}$ – кількість вивільненої енергії через метаболічну активність субстрату, Вт;

IE_c – внутрішня енергія субстрату, вироблена або втрачена, Вт.

ВСТУП

Актуальність теми дослідження. Конструктивні успіхи в проектуванні обладнання для виробництва компостів та ґрунтовне вивчення технології їх виробництва з біосировини свідчать про приділення даному питанню значної уваги з боку сучасної технічної думки [3]. Однак, існує низка технічних питань, які, через відсутність належного математичного обґрунтування, підтвердженого результатами експериментів, не дозволяють отримувати очікуваних результатів від застосування зазначеної технології [1, 24].

Одним з суттєвих недоліків процесу компостування біосировини є низька ефективність [4, 9]. Недостатньо розкритими залишаються і питання підвищення ефективності процесу виробництва компостів шляхом забезпечення максимально можливої рівномірності змішування компонентів у субстраті із збереженням мікробіологічних параметрів субстрату [23, 24].

Тому актуальним є питання розробки технічних засобів та обґрунтування технічних та технологічних параметрів процесу змішування компонентів у субстраті з метою досягнення максимальної рівномірності змішування. Це дозволить отримувати компости високої якості за мікробіологічними показниками та підвищити ефективність процесу компостування [25, 28].

Метою роботи є визначення впливу параметрів камери та процесу на рівномірність змішування частинок компонентів у субстраті. Це забезпечить можливість підвищення ефективності виробництва.

З**авдання роботи:**

– виконати аналіз теоретичних положень та результатів експериментальних досліджень процесу змішування компонентів субстратів в закритих камерах та встановити параметри, які впливають на рівномірність процесу змішування;

– визначити залежність величини лінійної швидкості руху частинок субстрату, при якій спостерігається повне розосередження матеріалу по вільній поверхні сегменту субстрату та залежних від неї технологічних, конструкційних і кінематичних параметрів камери;

– експериментально дослідити вплив кутової швидкості камери та вологості субстрату на величину лінійної швидкості руху частинок субстрату, від якої залежить рівномірність змішування компонентів субстрату;

– виконати енергетичний аналіз процесу компостування біосировини в закритих камерах ферментації.

Предмет дослідження – технологічний процес виробництва компостів із біосировини.

Об'єкт дослідження – закономірності впливу конструктивно-технологічних параметрів та режимів роботи закритої камери ферментації на ефективність виробництва компостів.

Методи дослідження. Аналітичні дослідження виконувалися у відповідності до класичних положень теорії ймовірності та математичної статистики, теорії експерименту, математичного моделювання, програмування. Експериментальні дослідження проводились з використанням експериментальної установки Поліського національного університету згідно з галузевими стандартами і у відповідності до прийнятої методики із застосуванням відповідного вимірювального обладнання.

Перелік публікацій автора за темою дослідження:

Результати кваліфікаційної роботи надруковано в збірниках праць «Студентські читання – 2020: Матеріали науково-практичних конференцій «Студентські читання – 2020». Житомир: Поліський національний університет, 2020, які проходили 5-6 березня та 26 жовтня 2020 року.

Практичне значення отриманих результатів:

– розроблено дослідний зразок камери ферментації, який може слугувати прототипом до промислового зразка обладнання для виробництва компостів;

– обґрунтовано параметри камери та процесу ферментації, при яких досягається максимальна рівномірність змішування компонентів у субстраті.

Структура та обсяг роботи. Кваліфікаційна робота містить вступ, три розділи, кожен з яких включає підрозділи, висновки до кожного розділу, загальні висновки, список використаних літературних джерел з 36 найменувань, додатки. Загальний обсяг роботи становить 30 арк.

РОЗДІЛ. 1
АНАЛІЗ КОНСТРУКЦІЙ ОБЛАДНАННЯ І ПРОЦЕСІВ ТВЕРДОФАЗНОЇ ФЕРМЕНТАЦІЇ БІОМАСИ В ЗАКРИТИХ КАМЕРАХ

1.1. Аналіз конструкції обладнання і процесів твердофазної ферментації біомаси в закритих камерах

Камери ферментації закритого типу широко використовуються не лише для виробництва компостів, а також в хімічній, харчовій, фармацевтичній, гірничо-збагачувальній та інших галузях промисловості [7, 33]. Основною функцією зазначених камер є змішування речовин з різною питомою вагою, гранулометричним складом та фізико-хімічними властивостями [32].

Порівняно з іншими видами машин для виробництва компостів закриті камери ферментації мають широке застосування завдяки можливості забезпечувати задану рівномірність змішування компонентів субстрату. До їх переваг слід віднести: високу продуктивність, збереження властивостей компонентів субстрату, мінімальне енергоспоживання, низький рівень шуму при роботі, простоту експлуатації і монтажу [9, 21, 22].

Режими руху частинок субстратів в закритих камерах мають значний вплив на реалізацію технологічних процесів та енергоємність приводних установок. Моделювання кінематичних параметрів таких режимів руху становить інтерес при дослідженні ефективності різних роторних систем. Дана проблема є досить складною і це сприяє удосконаленню традиційних та пошуку нових аналітичних та експериментальних методів її дослідження [20].

За [19] кількісною характеристикою закінченості процесу змішування є ступінь однорідності субстрату. Тобто масове відношення вмісту контрольного компоненту в пробі, що аналізується, до вмісту того ж компоненту в ідеальному субстраті, виражене у відсотках або в долях одиниці. На практиці субстрати складаються з частинок різних розмірів, форм, неоднакових за

щільністю та фізико-хімічними властивостями (гній, солома, торф, листя дерев, пташиний послід тощо), тому процес протікає повільніше і менш стабільно.

У роботі [10] шляхом моделювання описано рух частинок несферичної форми, які мають, в порівнянні з частинками сферичної форми, більш сильні взаємозв'язки і, відповідно, низьку сипучість та більший кут ухилу, але дослідженню впливу частоти обертання на перемішування не приділено уваги.

В роботі [5] методом дискретних елементів досліджено вплив форми частинок матеріалу,частоти обертання камери ферментації та шорсткості торцевих стінок коротких камер на ступінь змішування. Встановлено, що для коротких камер величина ефективної площі контакту матеріалу зі стінками барабану має більший вплив на якість змішування компонентів матеріалу в порівнянні зі швидкістю обертання. При чому чим більша довжина камери, тим нижчий ступінь тертя компонентів матеріалу об торцеві стінки.

В [11] досліджено вплив частоти обертання камери та співвідношення торцевих та бокових сторін камери на осьову дисперсію матеріалу. Доведено, що співвідношення сторін обертової камери майже не змінює величину осьової дисперсії матеріалу на відміну від частоти обертання камери. Чим вища частота обертання ферментаційної камери, тим нижче значення осьової дисперсії.

Проте, отримані результати в [2, 8, 26] характерні для перемішування сухих матеріалів. Під час компостування органічних матеріалів певний вплив на характер взаємодії стінки камери із матеріалом буде вносити вологість. Тому використання отриманих результатів при компостуванні органічних матеріалів потребує уточнення та врахування вологості матеріалу, як змінного фактору. Також під час дослідження параметрів процесу руху частинок складових субстрату в камері потрібно врахувати вплив вологості на коефіцієнт тертя частинок субстрату по криволінійній поверхні лопатей камери.

У дослідженні [2] продемонстровано практичне застосування методу дискретних елементів під час моделювання реальних промислових процесів. У роботі виконано аналіз перемішування різних комбінацій бінарних сумішей, які змінювались за щільністю та розмірам. Відсутність в дослідженнях впливу

інших змінних фізико-механічних властивостей матеріалів на параметри перемішування ускладнює застосування отриманих результатів у практичних виробничих задачах перемішування органічних матеріалів.

Дослідження параметрів руху частинок матеріалу в обертових камерах також представлено чисельними алгоритмами [18, 27]. В роботах [18, 27] для дослідження поведінки розподілу швидкостей та зони заповнення частинками матеріалу барабану використано алгоритм молекулярної динаміки [17] та метод кінцевих елементів із еластичною моделлю Мора-Кулона [15]. Моделювання здійснювалося в середовищі програм PLAXIS 3D та SCAD Office.

Для опису картини заповнення камери в залежності від зміни кутової швидкості та ступеня заповнення використано багатофазну модель методу обчислювальної гідродинаміки [22]. Для визначення руху заповнення матеріалом повільно обертової камери використано багатомасштабну модель методу скінчених елементів [26]. В роботі [26] також представлені переваги даного методу в порівнянні з методом дискретних елементів.

Однак дані методи не набули широкого застосування, оскільки точність чисельних розрахунків суттєво обмежена через наперед невизначені початкові умови та нефізичну природу граничних умов [16]. Отримані в роботах [16–26] результати характерні для роботи ферментаційних обертових змішувачів без лопаток та при змішуванні матеріалів, які мають визначений гранулометричний склад компонентів суміші. Застосування отриманих моделей для опису процесу перемішування органічного компосту буде призводити до суттєвих відхилень отриманих результатів.

З огляду на зазначене, виникає потреба у теоретичному та експериментальному обґрунтуванні конструкційних та кінематичних параметрів камер ферментації закритого типу для забезпечення рівномірного змішування компонентів у субстратах з органічної сировини.

1.2. Аналіз досліджень аналітичного опису процесів ферментації біомаси в закритих камерах

Важливі завдання, при вирішенні яких застосовують моделювання – це дослідження і розробка нових процесів і проектування нових виробництв, оптимізація конструкцій апаратів і технологічних схем, розробка методів керування процесами біоконверсії та їх автоматизація. Існує два підходи до моделювання процесів біоконверсії: фізико-хімічне та математичне [16].

Фізико-хімічне моделювання дозволяє дослідити процеси, суть яких мало вивчена, здійснювати на моделях значну кількість вимірювань, які неможливо здійснити в звичайних умовах, потребує менших витрат і є менш небезпечним для навколишнього середовища порівняно з промисловими експериментами.

З метою оптимізації наявних та розробки нових процесів біоконверсії лише фізико-хімічного моделювання недостатньо, необхідно створювати математичні моделі, в основу яких покладені знання про взаємозв'язок значної кількості фізико-хімічних, біохімічних і мікробіологічних факторів. Математична модель цієї складної системи повинна включати опис різних природних об'єктів і явищ: клітин і їх популяцій; їх взаємодію з параметрами культивування; хімічні перетвореннння; масообмінні, гідродинамічні та теплообмінні процеси, можливість керування процесом тощо [12–14].

Поєднанням результатів, отриманих при фізико-хімічному та математичному моделюванні, а також використанням методів оптимізації (динамічного програмування, нелінійного програмування, варіаційного обчислення) вдається домогтися побудови відносної близькості моделей до процесів, що відбуваються в дійсності [29]. Нижче наведено декілька найбільш поширених моделей для окремого випадку процесу біоконверсії сировини – аеробної твердофазної ферментації в закритих камерах.

Термодинамічне моделювання. Одним з показників, який свідчить про готовність продукту аеробної твердофазної ферментації, є рівень споживання мікроорганізмами кисню – респірометрична активність, яка оцінюється шляхом

аналізу температурних кривих, одержуваних під час ферментативних перетворень. Температурні криві відображають теплоенергетичні зміни в субстраті в часі. В роботі [31] запропоновано рівняння теплоенергетичного балансу для процесу аеробної твердофазної ферментації в закритих камерах:

$$m \cdot c \cdot (dT / dt) = (d(O.C.) / dt) \cdot Q_1 - k \cdot S \cdot (T_1 - T_2) - (d(H_2O) / dt) \cdot Q_2 \quad (1.1.)$$

$$m = m_m + m_{o.c.} + m_{H_2O} \quad (1.2.)$$

Оскільки суміш, яка перебуває в камері, обмінюється з навколишнім середовищем як масою, так і енергією, то досліджувана система може бути віднесена до відкритих. Поділивши складові рівняння теплоенергетичного балансу на добуток $m \cdot c$, отримуємо рівняння швидкості зміни температури в часі, град/год. [34, 35]:

$$(dT / dt) = (d(O.C.) / dt) \cdot (Q_1 / m \cdot c) - (k \cdot S / m \cdot c) \cdot (T_1 - T_2) - (d(H_2O) / dt) \cdot (Q_2 / m \cdot c) \quad (1.3.)$$

Якщо температура до кінця ферментації рівна T_2, тоді площа під кривою рівна dT/dt=0, і після інтегрування рівняння (1.3) за часом маємо:

$$\Delta O.C. \cdot (Q_1 / m_c \cdot c) = k \cdot S_c \cdot + (\Delta H_2O + \Delta O.C. \cdot f_{O.C.}) \cdot Q_2 / m_c \cdot c \quad (1.4.)$$

m_c, $\Delta O.C.$, ΔH_2O можуть бути визначені за даними для вихідних сумішей і отриманих продуктів, S_c знаходять графічно. Певною складністю є визначення коефіцієнтів k і $f_{o.c.}$, оскільки перший коефіцієнт несе в собі інформацію щодо матеріалів, які використовуються в якості технологічного оточення, а другий – визначає кількість води, яка утворюється під час деградації 1 кг суміші, і може бути знайдений лише шляхом проведення додаткових експериментів [34, 35].

Отже, запропонована термодинамічна модель, яка описує процес аеробної твердофазної ферментації біосировини в закритих камерах і включає фізико-хімічний і математичний підходи, дозволяє задовільно оцінити ступінь готовності вироблених компостів. Слід відмітити, що більша частина термодинамічних моделей процесу конверсії біомаси в закритих камерах, які наявні в літературі, базується на подібних положеннях [17, 19, 30].

Кінетичне моделювання. Основним завданням біокінетики є дослідження молекулярних механізмів, що визначають динаміку біологічних процесів. Для

визначення механізмів біоконверсії виконують кінетичний експеримент з вимірювання концентрації однієї з речовин з плином часу і залежно від ряду найбільш інформативних параметрів (температури, вологості, порозності, pH).

Результатом кінетичного дослідження є кінетичні криві, які відображають якісні зміни концентрації речовин, що відбуваються під час біоконверсії. Кількісний опис змін можна зробити за допомогою диференціальних та інтегральних кривих. За [35] в основі значної кількості кінетичних моделей процесів ферментації лежить припущення про періодичне збільшення клітинних популяцій, при якому в камеру на протязі всього процесу нічого не додається і з неї нічого не виділяється (за винятком газів). Для типового періодичного процесу (*in vitro*) кількість живих клітин змінюється в часі. На кривій росту можна виділити ряд основних перехідних станів – фаз [11, 35]: лаг-фаза; фаза експоненціального росту, стаціонарна фаза та фаза відмирання культури. Найчастіше для фази відмирання характерним є експоненціальне зменшення чисельності мікроорганізмів.

Збільшення кількості клітин за період лаг-фази може бути описано рівнянням $dx/dt=\mu x$, де x – кількість клітин, μ – питома швидкість росту, t – час. При цьому $x=x_0$ при $t=t_{lag}$. Отже, швидкість зростання кількості клітин пропорційна кількості клітин. Інтегруючи це рівняння, отримуємо:

$$\ln(x/x_0) = \mu(-t_{lag}); \quad t_{\text{lag}} \prec x = x_0 \cdot e^{\mu(-t_{lag})} \qquad (1.5.)$$

Експоненціальне зростання закінчується, коли одна з важливих змінних процесу (наприклад, концентрація поживної речовини –лімітуючого субстрату або токсину) досягає рівня, при якому відсутнє подальше зростання клітин. Залежність швидкості росту клітинної культури від концентрації лімітуючого субстрату може бути описана рівнянням Моно [11]:

$$\mu = \mu_m \cdot \chi / (K_\chi + \chi) \qquad (1.6.)$$

За вказаними припущеннями будуються моделі біосинтезу або біодеградації тих чи інших органічних сполук в процесі ферментації. Багато з відомих моделей базуються на системах рівнянь на основі модифікацій рівняння Моно. Рівняння Моно-Гольдані, описує інгібування субстрату [11]:

$$\mu = \mu_m \cdot \chi / (K_\chi + \chi + \chi^2 / K_i) \quad (1.7.)$$

Інгібування росту продуктами біоперетворень описується рівнянням [11]:

$$\mu = \mu_m \cdot \chi \cdot K_p / (K_\chi + \chi \cdot (K_p + P) \quad (1.7.)$$

Однак, такий підхід не завжди є правильним, оскільки моделі, в основу яких покладено рівняння (1.6), не дозволяють здійснити адекватний опис при різних початкових концентраціях біомаси і субстрату, які змінюються в широких діапазонах, що є характерним для процесу аеробної твердофазної ферментації [6]. Отже, слід знайти нову, більш стаціонарну основу для моделей, які одночасно враховуватимуть стохастичность і різні види гетерогенностей.

1.3. Висновки до розділу 1

1. Аналіз конструкцій камер і процесів конверсії біосировини в закритих камерах свідчить, що процеси аеробної твердофазної ферментації, реалізовані різними способами, поряд з масштабними розробками в різних галузях знань, мають безліч невирішених завдань. Особливу увагу слід звернути на пошук нових, нетрадиційних компонентів субстратів, на виявлення математичних залежностей параметрів процесу ферментації та обладнання для його реалізації від складу і властивостей вихідних сумішей і режимів роботи камер.

2. Гранична простота конструкції обертових закритих камер ферментації поєднується із вкрай складною для опису поведінкою середовища, що обробляється. Відомі термодинамічні та кінетичні моделі не повністю описують складний руху компонентів у субстраті під дією відцентрового силового та гравітаційного полів, що значно ускладнює рівномірність перемішування цих компонентів та здійснення моделювання робочих характеристик. Відсутність загальноприйнятої методики прогнозування поведінки заповнення субстратом закритої камери ферментації суттєво обмежує ефективність реалізації технологічних процесів при застосуванні цього обладнання.

РОЗДІЛ 2
ТЕОРЕТИЧНЕ ОБҐРУНТУВАННЯ ПРОЦЕСУ ЗМІШУВАННЯ КОМПОНЕНТІВ У СУБСТРАТІ З ОРГАНІЧНОЇ СИРОВИНИ

2.1. Математичне моделювання параметрів процесу змішування компонентів у субстраті та параметрів закритої камери ферментації

У відповідності з геометричними параметрами та прийнятою схемою роботи камери, частинки субстрату всередині камери послідовно проходять наступні стадії переміщення. На початку руху частинки субстрату переміщуються в напрямку руху камери. Потім спостерігається скочування частинок по вільній поверхні матеріалу субстрату, що піднімається. Наступною стадією є рух частинок по радіальній лопаті після її виходу із заповненої субстратом камери з подальшим вільним падінням часточок після сходження з лопатей. В залежності від місця знаходження кожної окремої частинки матеріалу в певний момент часу, вона має різні траєкторії руху [2, 5, 8].

Щоб компоненти рівномірно розподілялися по поверхні завалу субстрату падаючим потоком потрібно щоб частинки, які сходять з радіальної лопаті останніми, в точці контакту з обичайкою барабана досягали межі завалу. Ця умова виконується при певних кінематичних параметрах.

Початкова швидкість руху субстрату з біомаси при вільному падінні в незаповненому просторі камери ферментації визначається швидкістю, яку часточка набуває при стіканні з лопатки, а також частотою, з якою камера обертається [11, 35].

Траєкторія руху частинок субстрату при падінні може бути представлена:

$$\begin{cases} x = (-b)\cos\beta - V_0 \cdot \cos(\varsigma_0) \cdot t_{xy}; \\ y = (-b)\sin\beta - V_0 \cdot \sin(\varsigma_0) \cdot t_{xy} - t_{xy}^2 \cdot g/2 \end{cases} \quad (2.1)$$

Приймемо, що верхня межа завалу субстрату з біосировини в камері є хордою сегмента з кутом 2ς (кут сектора), тоді за [9] запишемо рівняння:

$$y = -r(\cos\varsigma/\cos\alpha) + x \cdot tg\alpha; \quad (2.2)$$

Повне розсіювання частинок по поверхні субстрату можна описати системою рівнянь, яка включає рівняння: межі завалу субстрату у закритій камері, падіння частинок компонентів субстрату за параболічною траєкторією і кола, яке описує переріз закритої камери ферментації.

$$\begin{cases} y = (-b)\sin\beta - (-b)\cos\beta - x\,tg\cdot\xi_0 - g\left((-b)\cos\beta - x\right)/V_0\cos\xi_0)^2/2; \\ y = -r(\cos\varsigma/\cos\alpha) + x\cdot tg\alpha; \\ r^2 = x^2 + y^2. \end{cases} \quad (2.3)$$

Координати точки перетину межі завалу субстрату у камері та кола, яке описує переріз обертової камери визначаємо із рівнянь (2.2.) та (2.3):

$$r^2(-\cos^2\varsigma/\cos^2\alpha) = x(-2r\cdot tg\alpha\cdot(\cos\varsigma/\cos\alpha) + x\cdot tg^2\alpha)$$

отже $x_{1,2} = r\cdot\cos\varsigma\cdot\sin\alpha \pm r\cdot\sin\varsigma\cdot\cos\alpha$

у іншому вигляді:

$$x_2 = r\cdot\cos\varsigma\cdot\sin\alpha - r\cdot\sin\varsigma\cdot\cos\alpha = -r\sin(\varsigma-\alpha),$$

$$x_1 = r\cdot\cos\varsigma\cdot\sin\alpha + r\cdot\sin\varsigma\cdot\cos\alpha = r\sin(\alpha+\varsigma).$$

Отже маємо:

$$y_1^2 = r^2 - x_1^2 = r^2\left[1-\sin^2(\varsigma+\alpha)\right] = r^2\cos^2(\varsigma+\alpha);$$

$$y_2^2 = r^2 - x_2^2 = r^2\left[1-\sin^2(\alpha-\varsigma)\right] = r^2\cos^2(\alpha-\varsigma).$$

Остаточно маємо:

$$y_1 = r\cdot\cos(\alpha+\varsigma);\ y_2 = -r\cdot\cos(\varsigma-\alpha).$$

У точці, яка розташована зліва від вісі ординат, і є точкою перетину межі завалу субстрату у камері та кола, яке описує переріз обертової камери, маємо наступні корені рівняння і розв'язок матиме вигляд:

$$\begin{cases} x_2 = -r\cdot\sin(\varsigma-\alpha); \\ y_2 = -r\cos(\varsigma-\alpha). \end{cases} \quad (2.4)$$

У рівняння параболи підставимо отримані значення x_2 і y_2:

$$\begin{aligned} -r\cos(\varsigma-\alpha) = {} & (-b)\sin\beta - (-b)\cos\beta + r\sin(\varsigma-\alpha)tg(\varsigma_0) - \\ & - g\left((-b)\cos\beta + r\sin(\varsigma-\alpha)\right)/V_0\cos\xi_0)^2/2 \end{aligned} \quad (2.5)$$

За додаток 1, рис. 1А такі параметри як r, b, ς, α приймемо сталими величинами. Розрахувавши $\beta = \psi_0 + \omega t_1$ (кут повороту лопаті обертової камери

відносно осі абсцис), $\xi_0 = \omega t_1 - arctg(\omega(r-b)/V_r)$ (кут нахилу вектора швидкості руху частинки субстрату до горизонту в початковий момент) та $V_0 = \sqrt{\omega^2(r-b)^2 + V_r^2}$ (початкову швидкість руху частинки субстрату при стіканні з лопатки матимемо:

$$-r\cos(\varsigma-\alpha) =$$

$$= (r-b)\sin(\psi_0+\omega t_1) - [(r-b)\cos(\psi_0+\omega t_1) + r\sin(\varsigma-\alpha)]\cdot tg\left(\omega t_1 - arctg\frac{\omega(r-b)}{V_r}\right) - \quad (2.6)$$

$$-g\left([(r-b)\cos(\psi_0+\omega t_1) + r\sin(\varsigma-\alpha)]/\left[\sqrt{\omega^2(r-b)^2+V_r^2}\cos\left(\omega t_1 - arctg\frac{\omega(r-b)}{V_r}\right)\right]\right)^2/2$$

Отримані рівняння свідчать, що саме кутовою швидкістю камери визначається рівномірне розсіювання частинок компонентів субстрату під час сходження з лопатки. Знайдемо радіальну швидкість руху компонентів субстрату по лопатці камери ферментації з врахуванням [11]:

$$V_r = \vartheta_1 C_1 \exp(\vartheta_1 t_1) + \vartheta_2 C_2 \exp(\vartheta_2 t_1) + \frac{g}{\sqrt{a_1^2+4\omega^2}}\cos\left(\psi_0 + \text{arctg}\frac{a_1(-\mu^2)+4\mu\omega}{2[\omega(-\mu^2)-\mu a_1]} + \omega t_1\right). \quad (2.7)$$

$$\vartheta_1 = -(\mu\omega + 0{,}5\cdot a_1) + \sqrt{\omega^2(+\mu^2) + 0{,}25a_1^2}\,; \quad (2.8)$$

$$\vartheta_2 = -(\mu\omega + 0{,}5\cdot a_1) - \sqrt{\omega^2(+\mu^2) + 0{,}25\cdot a_1^2}\,, \quad (2.9)$$

$$C_1 = \frac{\vartheta_2}{\vartheta_2-\vartheta_1}\left[r - \frac{g}{\omega\sqrt{(\omega^2+a_1^2)}}\sqrt{1+\frac{\omega^2}{\vartheta_2^2}}\times\sin\left(\psi_0 + \text{arctg}\frac{4\mu\omega + a_1(-\mu^2)}{2[\omega(-\mu^2)-\mu a_1]} - \text{arctg}\frac{\omega}{\vartheta_2}\right)\right], \quad (2.10)$$

$$C_2 = \frac{\vartheta_1}{\vartheta_2-\vartheta_1}\left[\frac{g}{\omega\sqrt{(\omega^2+a_1^2)}}\sqrt{1+\frac{\omega^2}{\vartheta_1^2}}\times\sin\left(\psi_0 + \text{arctg}\frac{4\mu\omega + a_1(-\mu^2)}{2[\omega(-\mu^2)-\mu a_1]} - \text{arctg}\frac{\omega}{\vartheta_1}\right) - r\right].$$

(2.11)

Координати знаходження частинок компонентів субстрату під час їх стікання з лопатки камери за (2.6) розраховуються виходячи з радіальної швидкості руху частинок компонентів субстрату по лопаті камери в момент стікання з лопатки $V_r(r\text{-}b)$. Виходячи з цього можна розрахувати кут нахилу вектора швидкості руху частинки субстрату до горизонту ξ_0 (абсолютне значення в початковий момент часу) та швидкість руху частинки субстрату V_o (також абсолютне значення в початковий момент часу).

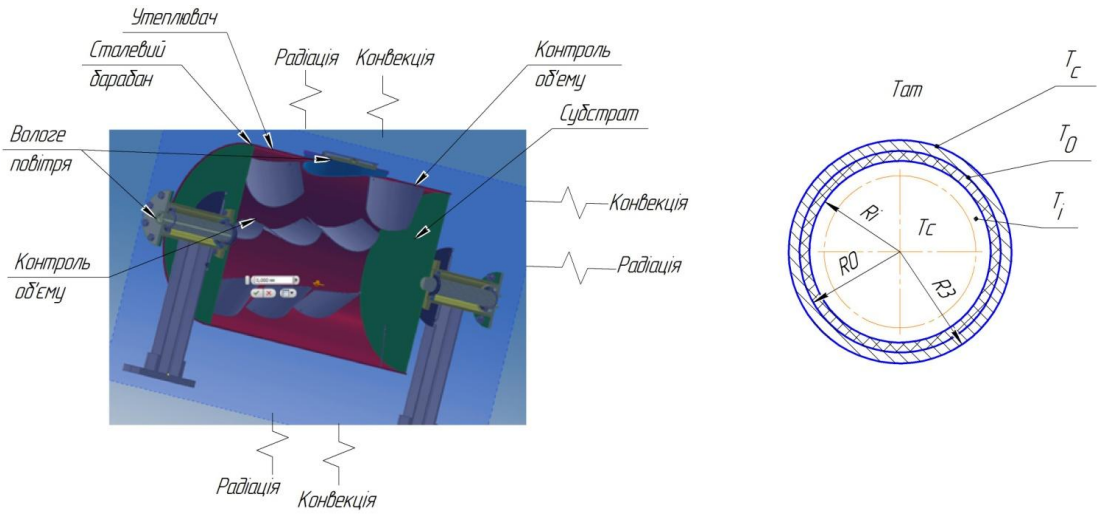
2.2. Математичне моделювання енергетичних параметрів закритої камери ферментації

Камера ферментації закритого типу розглядалася як відкрита термодинамічна система в нестаціонарному стані. Робилося припущення, що суміш вологи повітря та субстрату заповнювала внутрішній об'єм камери і перемішувалася в межах зазначеного контрольованого об'єму. Для опису процесу обміну енергією між різними складовими камери та для здійснення кількісної оцінки різних енергетичних параметрів складали енергетичний баланс. Оцінку процесів в контрольованому об'ємі субстрату здійснювали для умов нестаціонарного характеру, приймаючи наступні припущення [6, 36]:

1. Вологе повітря і субстрат всередині камери добре перемішуються і характеризуються середньою температурою T_c.

2. Термофізичні властивості субстрату та вологого повітря є еквівалентними властивостями, незалежними від зміни температури, а тиск всередині камери дорівнює атмосферному. Повітря надходить у камеру за атмосферних умов (T_{am}, RH_{am}) і виходить майже насиченим (T_c, RH ~ 0,95).

3. Усі параметри майбутньої моделі залежать від часу, а для спрощення математичних виразів – позначення часу t надалі пропущено в усіх символьних записах параметрів рівнянь [6, 34, 35].



а) б)

Рис. 2.1. Повздовжній (*а*) та поперечний (*б*) перерізи камери з основними робочими механізмами

Рівняння енергетичного балансу, яке описує різні режими зміни енергії, що переходить границю контрольованого об'єму наступне:

$$E_{вн} + Q_{ве} - E_{зов} = \frac{d}{dt}(IE_c) \tag{2.12}$$

Залежності для енергетичних параметрів представлені в рівнянні (2.12) можна виразити наступним чином:

$$E_{вн} = m_{пов} I_{пов} \text{ і } E_{зов} = m_{пов} I_{в.пов} + Q_{втрат}, \tag{2.13}$$

де $I_{пов}$ – ентальпія повітря, яке надходить ззовні, кДж/кг; $m_{пов}$ – витрата повітря, що надходить в камеру і залишає його (тобто повітря, що використовується для аерації субстрату, кг/с); $I_{в.пов}$ – ентальпія вологого повітря, кДж/кг, майже насиченого, яке виходить із камери при температурі еквівалентній температурі субстрату (T_c).

Ентальпія повітря на вході та виході з камери (тобто при температурах T_{am} і T_c) за дослідженням [6, 33] становить, °С:

$$I = (1{,}007T - 0{,}026) + \omega(2501 - 1{,}84). \tag{2.14}$$

У рівнянні (2.13) абсолютна вологість W представлена в кг водяної пари на кг сухого повітря і визначається як:

$$W = 0{,}623\frac{e}{(101{,}325 - e)} \text{ і } e = RH \cdot e_{s,T}, \tag{2.15}$$

де e і $e_{s,T}$ – парціальний тиск водяної пари в повітрі та в насиченому повітрі (кПа) при поточному значенні температури T (°С) і атмосферному тиску. Залежність для визначення $e_{s,T}$ має вигляд, кПа:

$$e_{s,T} = \exp\frac{(16{,}78T - 116{,}9)}{(T + 273{,}3)}, \tag{2.16}$$

Швидкість зміни внутрішньої енергії субстрату, $d/dt(IE_c)$ згідно рівняння (2.12) за незначний інтервал часу Δt визначається як:

$$\frac{d}{dt}(IE_c) = m_c C_{pc}\frac{dT_c}{dt} = m_c C_{pc}\frac{\Delta T_c}{\Delta t} \tag{2.17}$$

де m_c – маса субстрату, кг; C_{pc} – питома теплоємність субстрату при постійному значенні тиску, Дж/(кг·°С).

Втрати теплоти через конвективне випромінювання $Q_{втрат}$ від зовнішньої поверхні камери до навколишнього середовища (2.13) задано формулою, Вт:

$$Q_{втрат} = Q_{циліндр} + Q_{торці} = U_{цил} A_{цил} (T_c - T_{am}) + U_{тор} A_{тор} (T_c - T_{am}), \qquad (2.18)$$

$A_{цил}$ та $A_{тор}$ – площі зовнішніх циліндричної та торцевої поверхонь камери, м^2; $U_{цил}$ та $U_{тор}$ – загальний коефіцієнт теплових втрат циліндричної та торцевої поверхонь камери, Вт·м^2/^{0}С. $U_{цил}$ та $U_{тор}$ – величини, обернено пропорційні еквівалентним значенням теплопровідності ($1/R_{ек\text{-}цил}$ та $1/R_{ек\text{-}тор}$) між субстратом з температурою T_c та повітрям з температурою навколишнього середовища T_{am}.

Сумарна теплопровідність між субстратом та повітрям включає: стійкість до теплового випромінювання (R_1) між зовнішньою поверхнею камери та повітрям з навколишнього середовища; теплопровідність (R_2) між зовнішньою поверхнею камери та зовнішнім повітрям; теплопровідність ізоляції (R_3); теплопровідність сталевих стінок камери (R_o); теплопровідність (R_4) між сумішшю субстрат-повітря і внутрішньою поверхнею камери.

Схеми теплопередачі для циліндричної поверхні та бічних стінок камери представлено на рис 2.1. Термічний опір циліндричної частини камери за рис. 2.2 визначається наступним чином:

$$R_1 = \frac{1}{h_1 (2\pi r_3 L)}; \qquad R_2 = \frac{1}{h_2 (2\pi r_3 L)}; \qquad R_4 = \frac{1}{h_4 (2\pi r_3 L)}$$
$$R_0 = \frac{\ln(r_0 / r_3)}{2\pi K_б L}; \qquad R_3 = \frac{\ln(r_3 / r_0)}{2\pi K_{із} L} \qquad (2.19)$$

де h_1, h_4 та h_2 – коефіцієнт теплопередачі випромінюванням між зовнішньою поверхнею камери та навколишнім повітря, коефіцієнт конвекції між вологим субстратом, повітряною сумішшю і внутрішньою поверхнею камери та коефіцієнт конвекції між зовнішньою поверхнею камери та зовнішнім повітрям відповідно, Вт/(м^2·^{o}С); $K_б$ та $K_{із}$ – значення теплопровідності матеріалу камери (сталь) та ізоляції (скловолокно), Вт/(м·^{o}С); r_i, r_0, r_3 та L – геометричні параметри камери.

Оскільки в процесі експерименту температури T_i і T_c були майже однаковими отже, конвективним опором внутрішньої поверхні камери можна знехтувати (R_5=0 і $R_{бвн}$=0, рис. 2.2).

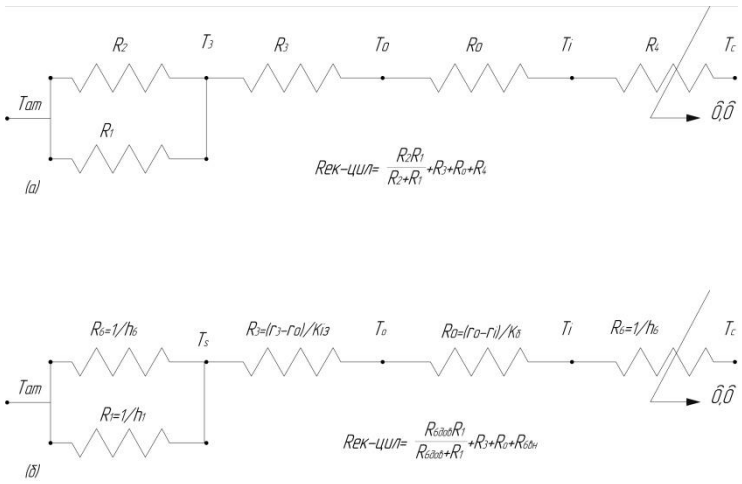


Рис. 2.2. Електрична аналогія термостійкості проти втрат теплоти між сумішшю субстрат-вологе повітря та зовнішнім повітрям: *а* – через циліндричну частину камери; *б* – через торцеві стінки камери.

Зовнішня поверхня камери обмінюється тепловим випромінюванням з поверхнею внутрішніх стін корпусу лабораторії факультету інженерії та енергетики. Якщо припустити, що ці поверхні мають температуру навколишнього середовища $T_{ам}$, коефіцієнт теплопередачі h_1 знайдемо за:

$$h_1 = \varepsilon_3 \sigma (T_3 + T_{am})(T_3^2 + T_{am}^2), \qquad (2.20)$$

де ε_3 і σ – випромінювальна здатність зовнішньої поверхні камери та константа Стефана-Больцмана ($5{,}667 \cdot 10^{-8}$ Вт/(м^2·К^4) відповідно. На зовнішній поверхні обертової камери присутній змішаний тип конвекції (природна та примусова). В роботі [6] представлено формулу для визначення коефіцієнту конвекції h_2 для зовнішніх поверхонь обертових камер, які мають високу частоту обертання. Дані формули не можна використовувати для розрахунків параметрів камер ферментації, які працюють на низьких частотах обертання. Найбільш придатною для визначення коефіцієнту конвекції h_2 для зовнішніх поверхонь обертових камер є залежність, представлена в [6]:

$$Nu = \frac{h_{co} L_{б.пов.}}{K_{повітря}} = 0{,}135 \sqrt[3]{(0{,}5\,\mathrm{Re}_{\omega}^2 + \mathrm{Re}_{\infty}^2 + G_r}, \qquad (2.21)$$

де $L_{б.пов}$ – окружність бічної поверхні камери ($L_{б.пов} = 2\pi \cdot r_3$), м.

У лабораторії факультету інженерії та енергетики Поліського національного університету швидкість повітряного потоку дуже низька, і число

Рейнольдса вільного потоку Re_{∞}^{2} у рівнянні (2.21) прийнято рівним нулю. Число Рейнольдса, пов'язане з обертовим рухом камери, дорівнює $\mathrm{Re}_{\omega} = 2\omega r_3^2 / \upsilon$, де ω – кутова швидкість камери, υ – кінематична в'язкість повітря. G_r – значення числа Грасгофа на зовнішній поверхні камери, визначене при середньому значенні температури $(T_{am}+T_з)/2$.

Для встановлення придатності рівняння (2.21) щодо визначення коефіцієнту h_2, в поточних дослідженнях спочатку за рівнянням (2.21) встановили діапазони коефіцієнта h_2, які потім порівнювалися з діапазонами коефіцієнту h_2 для камери стаціонарного типу, представленими за [32] виразом:

$$h_2 = 1{,}32\left(T_3 - T_{am}\right)\pi \cdot D^{0{,}25}, \qquad (2.22)$$

де D – діаметр камери ($2r_3$, м).

Рівняння (2.22) виведено для визначення коефіцієнта конвекції для зовнішньої поверхні горизонтальної циліндричної частини камери. Під час процесу компостування зміна в часі коефіцієнту h_2 оцінена за допомогою рівняння (2.21) при різних швидкостях обертання камери (5, 10, 30 і 50 об/хв), а результати оцінки представлені в додаток Б. Порівнювалися значення коефіцієнту передачі h_2, отримані за рівняннями (2.21) та (2.22) при нерухомій камері. Дані додаток Б свідчать, що рівняння (2.21) є адекватним лише для камер з частотою обертання ≥50 об/хв. Для камер, що працюють на низьких частотах обертання (<50 об/хв) та за умов природної конвекції, для оцінки параметра h_2 рекомендується використовувати залежність (2.22). Це пояснюється тим, що при змішаній або примусовій видах конвекції значення h_2 будуть завжди набагато вищими, ніж ті, що визначені за умов природної конвекції.

Отже $Q_{цил}$ визначаємо, обчислюючи $U_{цил}$ як $1/R_{ек\text{-}цил}$ (рис. 2.2). Для визначення втрат теплоти випромінюванням та конвекцією від бічних стінок ($Q_{тор.}$), значення $U_{тор.}$ визначається як $1/R_{ек\text{-}тор}$, а відповідна графічна залежність представлена в додаток Б. Як і в рівнянні (2.22), коефіцієнт конвекції для зовнішньої поверхні бічних стінок камери за [32] складає:

$$h_{6зов} = \sqrt[4]{1{,}42\left(T_3 - T_{am}\right)D}. \qquad (2.23)$$

Рівняння енергетичного балансу камери має вигляд:

$$Q_{ве} = \Delta IE_c + Q_{втрат} + Q_{пов}, \quad (2.24)$$

де $Q_{втрат}$ – втрати теплоти випромінюванням та конвекцією від циліндричної бічної та торцевих поверхонь камери ($Q_{втрат}=Q_{тор}+Q_{цил}$).

Втрати теплоти з відпрацьованим повітрям під час процесу аерації ($Q_{пов}$) визначали як $m_{пов}$ $(I_e - I_{am})$, а радіаційні втрати тепла ($Q_{рад}$) окремо можуть бути оцінені як $Q_{рад}=h_1$ $(A_{тор} + A_{цил})$ $(T_З - T_{am})$; ΔIE_c – швидкість зміни внутрішньої енергії субстрату. Енергетичні складові рівняння (2.23) обчислювали на кожному з інтервалів часу, підставляючи відповідні енергетичні параметри з рівнянь (2.13) – (2.23) у рівняння (2.24). Вхідними параметрами для розрахунку були виміряні значення T_{am}, T_c, $T_З$, RH_{am}, розміри камери, теплофізичні властивості повітря, субстрату, ізоляційного матеріалу та матеріалів, з яких виготовлено обертову камеру ферментації. Теплофізичні властивості є постійними значеннями, незалежними від температури (додаток Б, табл. 1).

2.3. Висновки до розділу 2

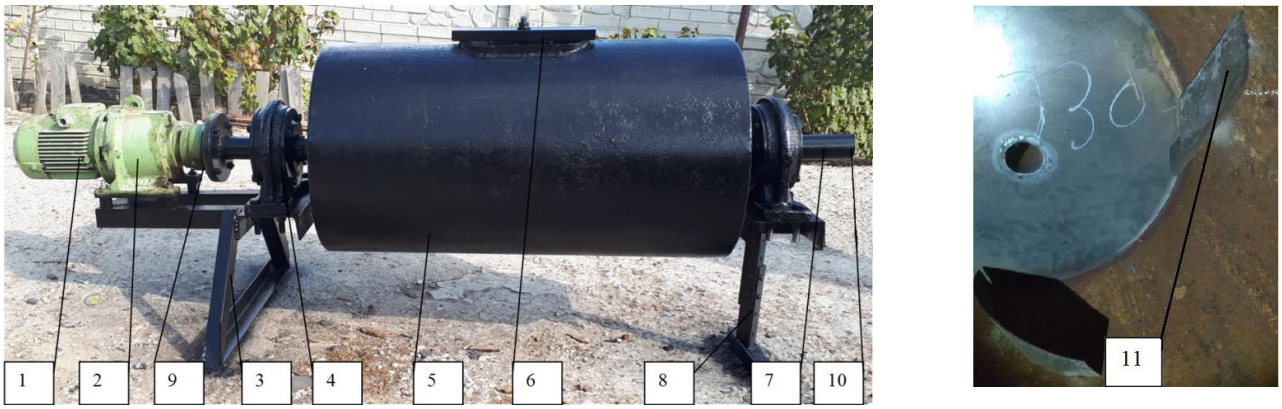
1. Представлено математичну модель, за якою можна визначити кутову швидкість закритої камери ферментації, при якій спостерігається повне розосередження частинок компоненту по поверхні сегменту субстрату з лопатки рухомим потоком.

2. Виконано математичне моделювання енергетичних параметрів закритої камери ферментації. Представлено рівняння енергетичного балансу, яке описує різні режими зміни енергії контрольованого об’єму субстрату, швидкість зміни внутрішньої енергії субстрату, втрати теплоти через конвективне випромінювання тощо. Розроблено схему, яка є електричною аналогією термостійкості щодо втрат теплоти між сумішшю субстрат-вологе повітря та зовнішнім повітрям.

РОЗДІЛ 3
МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ТА РЕЗУЛЬТАТИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНИХ ДОСЛІДЖЕНЬ

3.1. Методика проведення експериментальних досліджень

З метою проведення експериментальних досліджень було спроектовано дослідний зразок камери ферментації закритого типу, рис. 3.1 [24, 36].



а *б*

Рис. 3.1. Дослідна установка: *а* – загальний вигляд камери ферментації; *б* – встановлення лопаток [24, 36]:

Дослідна установка складається з герметичної камери ферментації закритого типу 5, яка має циліндричну форму і встановлена горизонтально на полих осях 7. Камера 5 оснащена люком 6 для завантаження субстрату і вивантаження готового компосту. Завантаження субстрату та вивантаження компосту відбувається періодично, що для дослідної установки є припустимим. Також люк 6 обладнаний автоматичним клапаном регулювання тиску, який відкривається при зростанні тиску понад 2 атм. З метою перемішування субстрату на внутрішній поверхні камери 5 закріплені вгнуті лопатки 11 та 4 поздовжньо розмішені трубки із форсунками для аерації субстрату. Вісі 7 встановлені в підшипникових опорах 4. Вісь, до якої через фланець приєднаний електромеханічний привід, виконана глухою, а інша вісь – виготовлена у вигляді штуцера 10 із внутрішньою різьбою. До штуцера 10 з зовнішньої сторони приєднана з’єднувальна муфта 9 (для забезпечення подачі повітря під

час обертання камери 5). Камера 5 приводиться в рух електромеханічним приводом, закріпленим на рамі 3, який складається з електродвигуна 1 потужністю 3,5 кВт, планетарного редуктора 2 та частотного перетворювача.

Під час обертання камери, завдяки дії її комбінованих органів, здійснюється змішування компонентів. При цьому вгнуті лопатки та чотири поздовжньо розмішені трубки із форсунками створюють протипотоковий рух частинок, який сприяє рівномірному розподілу компонентів в компості.

Стійка 8 є регульованою, завдяки чому можна змінювати висоту закріплення опори камери 5. Дана конструкція дозволяє змінювати кут нахилу вісі обертання камери в межах від 0 до 20 градусів відносно горизонтальної поверхні. Регулювання кута нахилу є дискретним із кроком 5 градусів.

На початку проведення експериментальних досліджень, для зменшення втрат тепла в навколишнє середовище, зовнішню поверхню камери 5 було утеплено та теплоізольовано. Дослідна установка була розміщена в кімнаті невеликого об’єму, із мінімальним рухом повітря. В період коли камера не оберталася, стравний клапан був підключений до витяжної системи вентиляції.

Субстрат складався із 50% суміші підстилкового гною та січки соломи (загальною вологістю 45%), 20% пташиного посліду та 30% рослинних матеріалів (15% торфу та 15% тирси дерев листяних порід) [36]. Камера 5 на 50% заповнювалася субстратом. Для забезпечення саморозігрівного процесу ферментації субстрату під час компостування, його періодично перемішували із одночасною подачею повітря для аерації. Перемішування здійснювали кожні 53 хв, а час перемішування складав 7 хв. Продуктивність системи подачі повітря налаштовано так, щоб, за умови неспрацьовування зворотного клапану в завантажувальному люці 6, відношення кількості повітря до субстрату було 4:1.

Проби перемішаних компонентів субстрату відбирались трубчатим пробовідбірником в різних точках камери при знятій кришці на кожному з етапів компостування. Вологість субстрату вимірювалася приладом ZD-05. Маса проби визначалася за допомогою терезів лабораторних FEH-320. Температура субстрату вимірювалася датчиком температури ТСП 1-8. Частоту обертання камери вимірювали портативним оптичним тахометром testo 465.

Одержані результати експериментальних досліджень опрацьовували з застосуванням пакету прикладних програм Microsoft Excel 2003 та Statistica 6.0.

3.2. Результати дослідження параметрів процесу змішування компонентів у субстраті та параметрів закритої камери ферментації

Щоб встановити раціональні значення діючих факторів виконано попередні уточнюючі дослідження. Оскільки процес розосередження частинок компонентів в субстраті з біосировини під час змішування протікає в часі, тому зростання часу змішування призводить до підвищеної рівномірності розподілу компонентів у субстраті. Залежність ступеню рівномірності змішування на відрізку часу 2,5–7 хвилин від періоду змішування представлено (додаток И, рис. 1).

Після перебування субстрату в камері ферментації упродовж 1,25 хв рівномірність змішування складала 88,3%, а за наступні 1,25 хв зросла до 93,1%, тобто рівномірність субстрату наблизилась до нижньої межі мікробіологічних вимог щодо якості. При тривалості змішування 5 хв рівномірність змішування зросла до 94,3%. Подальше збільшення часу змішування призводить до погіршення рівномірності змішування компонентів у субстраті, що пояснюється явищем сегрегації. Оптимальним часом змішування є діапазон від 5,0 до 5,5 хвилин. Даний діапазон прийнято для подальшого дослідження процесу змішування компонентів у субстраті.

В (додаток И, рис. 2) представлено залежність ступеню змішування частинок компонентів у субстраті (виражений коефіцієнтом варіації, %) від вмісту контрольного компоненту в суміші. Дослідження (додаток И, рис. 2) свідчать складність розподілу малих доз в субстраті, що доводить ефективність стадійного методу змішування компонентів у субстраті під час виробництва компостів.

Якщо концентрацію контрольного компоненту в суміші збільшувати до 5%, спостерігається явище зростання нерівномірності змішування.

Наступним етапом досліджувалась залежність якості змішування компонентів у субстраті від кутової швидкості обертання камери ферментації при сталих значеннях ступеню заповнення камери субстратом 50%, часу змішування 5 хв. та вмісті контрольного компоненту в суміші 3% від загальної маси субстрату (додаток И, рис. 3). При куті встановлення стаціонарної лопатки 24 градуси та ширині лопатки 28 мм повне розсіювання компонентів субстрату по вільній поверхні робочого сегменту відбуватиметься в оптимальному діапазоні значень кутової швидкості камери рівний ω=0,93…1,18 рад/с (n=8,5…11,3 об/хв).

В даному діапазоні спостерігалась найвища якість перемішування компонентів субстрату, яка оцінювалася за вмістом контрольного компоненту в субстраті. Вміст контрольного компоненту в субстраті складав 3% від загальної маси матеріалу в камері. Найменше значення коефіцієнту варіації фактичного розподілу контрольного компоненту в пробах склало 6,04% при ω=1,05 рад/с. Подальше зростання кутової швидкості камери (ω>1,18 рад/с) свідчить про різке погіршення якості змішування. Це пояснюється збільшенням відцентрової сили, яка притискає частинки субстрату до стінок камери та призводить до зменшення активних потоків в поверхневих зонах камери.

3.3. Результати дослідження енергетичних параметрів закритої камери ферментації

Завдяки процесам метаболізму, які протікають у субстраті, в камері виділяється значна кількість теплоти. Зміна температури в часі представлена в (додаток В).

Температура субстрату почала різко зростати після забезпечення відповідних умов на усіх етапах ферментації. Через вміст органічних речовин та наявності азотистих сполук протягом перших двох днів температура субстрату T_c швидко зросла майже до 53 ^{0}C, а протягом 72 годин роботи камери значення температури досягло свого максимуму – 66,7 ^{0}C. Далі процес ферментації тривав протягом більше ніж 12 годин при температурі 60 ^{0}C.

За (додаток В) температура внутрішньої поверхні камери T_i майже дорівнювала T_c протягом перших чотирьох днів роботи. Однак в кінці процесу ферментації максимальна різниця становила близько 4°С. Відповідно, параметром термостійкості внутрішніх поверхонь камери можна знехтували, не ставлячи під загрозу точність проведення дослідження.

Зміна коефіцієнта тепловиділення та накопиченої теплоти, яка виділяється в процесі компостування, протягом циклу ферментації (107 год.) представлена в додатку Г. Швидкість тепловиділення при максимальному значенні температури 66,7 ^{0}С через 72 год. процесу ферментації становила 9,3 Вт/кг.

Загалом під час процесу ферментації виділялося 1,9 МДж теплоти з 1кг органічної сировини. Зміна теплоти залежить від кількох параметрів, які змінюють напрямок протікання хімічних реакцій: ефективності повітрообміну, рівномірності розподілу вологи, кисню та азоту в компості; концентрації цих речовин тощо. За додаток Г зменшення швидкості тепловиділення спостерігається на 18 і 48-й годинах роботи. Різке зниження температури компосту спостерігалося коли T_c досягла 66,7 ^{o}С – фаза охолодження. Дана температура була вищою за граничне значення температури термофільного режиму, тому ріст і активність мікробів уповільнювалися. Як наслідок, швидкість виділення теплоти, а також температура компосту, різко знизилися. Іншою причиною є те, що споживання біодоступних поживних речовин мікроорганізмами зменшує метаболічну реакцію [34]. Втрати теплоти через конвекцію і випромінювання через зовнішню поверхню для камер ферментації становлять 60–90% від загальної кількості втрат теплоти. Для даного дослідження втрати теплоти в процесі компостування представлені в додатку Д. Близько 93% виробленої в процесі компостування теплоти виділяється в навколишнє середовище в результаті процесів конвекції, теплового випромінювання та аерації. З них більша частина тепловтрат (97 % від загальних втрат) спричинена втратами через поверхні камери конвекцією, з них – 69 % через циліндричний корпус та 28 % через торцеві поверхні. І лише 2% теплоти втрачалося в процесі аерації. Близько 1% від загальних втрат теплоти

пов’язані з середовищем, яке оточує камеру – стіни лабораторії з еквівалентною температурою, рівною температурі повітря в лабораторії (T_{am}). Однак для камер, що працюють на відкритому повітрі, зовнішня поверхня камери обмінюється теплотою з зовнішнім середовищем, з еквівалентною температурою, $T_{зов}$, яка значно нижча ніж температура повітря в лабораторії, T_{am}. У цьому випадку втрати теплоти будуть значно вищими. Під час процесу ферментації, залежність швидкості зміни внутрішньої енергії субстрату $\Delta IE_c = m_c C_{pc}(dT_c / dt)$ і швидкості тепловиділення ($Q_{втрат}$) від часу протікання процесу ферментації представлена в додатку Ж. Швидкість зміни внутрішньої енергії в значній ступені залежить від змін теплопродукції, а також температури субстрату. В період активної фази ферментації внутрішня енергія субстрату зростала, тоді як в період фази охолодження внутрішня енергія зменшувалась. Отже, тепло, отримане субстратом, становило лише 4% у вигляді внутрішньої енергії.

За оптимальних умов реалізації процесу виробництва компосту, після процесу відстоювання, процес ферментації, який починається на 10 годині роботи камери, включає три фази (додаток З): фаза помірної температури, (T_c=25–45°C), яка триває добу; високотемпературна (термофільна) фаза, яка триває два дні; фаза охолодження та дозрівання, яка триває від одного дня у реакторі та до кількох днів поза реактором для завершення процесу дозрівання.

3.4. Висновки до розділу 3

1. Представлено методику проведення експериментальних досліджень та конструкцію закритої камери ферментації для виробництва компосту.

2. Встановлено раціональні параметри процесу змішування компонентів у субстраті та конструктивні параметри камери ферментації.

3. Виконано енергетичний аналіз камери та встановлено кількість втрат теплоти в результаті конвекційного та радіаційного випромінювань, а також під час реалізації процесу аерації субстрату.

ВИСНОВКИ

1. Виконано аналіз сучасних методів і засобів зброджування біоорганічної сировини з метою виробництва компостів в закритих камерах ферментації. Встановлено, що в камерах обертового типу якість отриманих компостів, за мікробіологічними параметрами, залежить від рівномірності змішування компонентів вихідного субстрату.

2. Представлено математичну модель, за допомогою якої можна встановити кутову швидкість камери ферментації обертового типу, при якій спостерігатиметься процес повного розосередження частинок компонентів по вільній поверхні сегменту субстрату, стікаючим з лопатки потоком.

3. Експериментальним шляхом встановлено, що при куті встановлення стаціонарної лопатки 24 градуси та ширині лопатки 28 мм повне розсіювання частинок компонентів по вільній поверхні сегменту субстрату буде спостерігатися при кутовій швидкості обертання камери в діапазоні ω=0,93…1,18 рад/с, що відповідає частоті обертання закритої камери ферментації рівній n=8,5…11,3 об/хв. Відхилення теоретичних та експериментальних даних не перевищує 5 %. Отримані результати дають змогу стверджувати про можливість застосування представленої моделі для виконання теоретичного моделювання параметрів роботи камери.

4. Представлено методику виконання енергетичного аналізу закритої камери ферментації. Встановлено, що підвищення температури та виділення теплоти обумовлюються процесами деградації органічної речовини. Найвища швидкість тепловиділення спостерігається при максимальному значенні температури 66,7 ^{0}С через 72 год. процесу ферментації і становить 9,3 Вт/кг.

Близько 93% виробленої в процесі компостування теплоти виділяється в навколишнє середовище. З них 97 % тепловтрат спричинені втратами через поверхні камери конвекційним та радіаційним випромінюванням; з них – 69 % через циліндричний корпус та 28 % через торцеві поверхні. І лише 2% теплоти втрачається в процесі аерації.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Arora, S., Rani, R., Ghosh, S. (2018). Bioreactors in solid state fermentation technology: Design, applications and engineering aspects. Journal of Biotechnology, 269, 16–34.

2. Brandao, R. J., Lima, R. M., Santos, R. L., Duarte, C. R., & Barrozo, M. A. S. (2020). Experimental study and DEM analysis of granular segregation in a rotating drum. Powder Technology. doi:10.1016/j.powtec.2020.01.036

3. Chia, W. Y., Chew, K. W., Le, C. F., Lam, S. S., Chyi Chee, C. S., Luan Ooi, M. S., & Show, P. L. (2020). Sustainable Utilization of Biowaste Compost for Renewable Energy and Soil Amendments. Environmental Pollution, 115662.

4. Chou, S.H., Yang, F.C., Hsiau, S.S. (2019). Influence of interstitial fluid viscosity and particle size on creeping granular flow in a rotating drum. International Journal of Multiphase Flow, V. 113, p. 179–190. https://doi.org/10.1016/j.ijmultiphaseflow.2019.01.012

5. Discrete numerical model for granular assemblies. (1979). International Journal of Rock Mechanics and Mining Sciences & Geomechanics Abstracts, 16(4), 77. doi:10.1016/0148-9062(79)91211-7

6. Abdel-Ghany, A.M., Kozai, T. (2006). On the determination of the overall heat transmission coefficient and soil heat flux for a fog-cooled, naturally ventilated greenhouse: Analysis of radiation and convection heat transfer. *Energy Convers. Manag.* 47, 2612–2628.

7. Geethamani, R., Soundara, B., Kanmani, S., Jayanthi, V., Subaharini, T. R., Sowbiyalakshmi, V., & Sowmini, C. (2020). Production of cost affordable organic manure using institutional waste by rapid composting method. Materials Today: Proceedings. doi:10.1016/j.matpr.2020.02.803

8. Відновлювана енергетика в аграрному виробництві : навч. посіб. / За ред. Скидана О. В., Голуба Г. А. Київ : НУБіП України, 2018. 338 с.

9. Рабинович, Г. Ю., Ковалев, Н. Г., Сульман, Э. М. Биоконверсия органического сырья в удобрения и кормовые добавки (микробиологические аспекты). Тверь : ТГТУ, 1999. 168 с.

10. Hou, Zh., Zhao, Y. (2020). Numerical and experimental study of radial segregation of bi-disperse particles in a quasi-two-dimensional horizontal rotating drum. Particuology, 51, p. 109-119. https://doi.org/10.1016/j.partic.2019.09.006

11. Jain, M. S., & Kalamdhad, A. S. (2019). Drum composting of nitrogen-rich Hydrilla Verticillata with carbon-rich agents: Effects on composting physics and kinetics. Journal of Environmental Management, 231, 770–779. https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2018.10.111

12. Kalamdhad, A. S., Pasha, M., Kazmi, A. A. (2008). Stability evaluation of compost byrespiration techniques in a rotary drum composter. Resources, Conservationand Recycling, 52, 829–834.

13. Kauser, H., Pal, S., Haq, I., & Khwairakpam, M. (2020). Evaluation of rotary drum composting for the management of invasive weed Mikania micrantha Kunth and its toxicity assessment. Bioresource Technology, 313, 123678. https://doi.org/10.1016/j.biortech.2020.123678

14. Kong, Z., Wang, X., Wang, M., Chai, L., Wang, X., Liu, D., & Shen, Q. (2020). Bacterial ecosystem functioning in organic matter biodegradation of different composting at the thermophilic phase. Bioresource Technology, 317, 123990. doi:10.1016/j.biortech.2020.123990

15. Golub, G., Marus, O., Chuba, V., Pavlenko, M. Research of the hydro-mechanical mixer parameters for diesel biofuel production with using box-benghken experiment plan. Agricultural Engineering International: CIGR Journal, vol. 21, No. 4, 2019. 121–131.

16. Liu, Y., Gonzalez, M., & Wassgren, C. (2019). Modeling granular material segregation using a combined finite element method and advection–diffusion–segregation equation model. Powder Technology. doi:10.1016/j.powtec.2019.01.086

17. Liu, Z., Wang, X., Wang, F. (2020). The progress of composting technologies from static heap to intelligent reactor: Benefits and limitations. Journal of Cleaner Production, 270, 122328. https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2020.122328

18. Ma, H., Zhao, Y. (2018). Investigating the flow of rod-like particles in a horizontal rotating drum using DEM simulation. Granular Matter, 20(3). doi:10.1007/s10035-018-0823-0

19. Piotrowska-Cyplik, A., Cyplik, P., Marecik, R., Czarny, J., Szymański, A., Wyrwas, B., Materna, K. (2012). Genetic and chemical analyzes of transformations in compost compounds during biodegradation of oiled bleaching earth with waste sludge. Bioresource Technology, 114, 75–83.

20. Rong, W., Li, B., Feng, Y., Schwarz, P., Witt, P., & Qi, F. (2020). Numerical analysis of size-induced particle segregation in rotating drums based on Eulerian continuum approach. Powder Technology. doi:10.1016/j.powtec.2020.07.101

21. Форстера, К. Ф., Вейза, А. А. (2003). Экологическая биотехнология. Л. : Химия. Ленингр. отделение, 2003. 397 с.

22. Santos, A., Dadalto, F.O., Scatena, R., Duarte, C.R., Barrozo, M.A.S. (2015). A hydrodynamicanalysis of a rotating drum operating in the rolling regime, Chem. Eng. Res. Des.94, 204–212,https://doi.org/10.1016/j.cherd.2014.07.028

23. Varma, V. S., Das, S., Sastri, C. V., Kalamdhad, A. S. (2017). Microbial degradation of lignocellulosic fractions during drum composting of mixed organic waste. Sustainable Environment Research, 27(6), 265–272.

24. Vechera O., Tereshchuk M., Chuba V., Tsyvenkova N. 2020. Investigation of aerobic solid fraction fermentation process` parameters for organic material. Proceedings of the 19th International Scientific Conference Rural Development: pp. 1450–1455.

25. Xiong Zh.-Q., Wang G.-X., Huo Zh.-Ch., Yan L., Gao Ya-M., Wang Y.-J., Gu J.-D., Wang W.-D. (2017). Effect of Aeration Rates on the Composting Process and Loss of Nitrogen during Composting. Applied Environmental Biotechnology, 2(1):1, 1–8. DOI: 10.26789/AEB.2015.01.003

26. Yari, B., Beaulieu, C., Sauriol, P., Bertrand, F., & Chaouki, J. (2020). Size segregation of bidisperse granular mixtures in rotating drum. Powder Technology. doi:10.1016/j.powtec.2020.07.030

27. Zhang, L., Jiang, Z., Weigler, F., Herz, F., Mellmann, J., Tsotsas, E. (2019). PTV measurement and DEM simulation of the particle motion in a flighted rotating drum. Powder Technology. doi:10.1016/j.powtec.2019.12.035

28. Atiyeh, R. M., Subler, S., Edwards, C. A., Bachman, G., Metzger, J. D., Shuster, W. (2000). Effects of vermicomposts and composts on plant growth in horticultural container media and soil. Pedobiologia, 44(5), 579–590.

29. Баснакьян, И. А., Бирюков, В. В., Крылов, Ю. М. (1976). Математическое описание основных кинетических закономерностей процесса культивирования микроорганизмов. Итоги науки и техники. Микробиология. М. : ВИНИТИ, Т. 5., 5–75.

30. Веригин, Ю.А. (1989). Термодинамический анализ процесса смесеоброзования бетонов и других дисперсных систем. Тез. докл. Всесоюзн. конф. «Фундаментальные исследования и новые технологии в строительном материаловедении». Белгород: БТИСМ, Ч. 6, С. 72–73.

31. Огурцов, А. Н., Близнюк, О. Н. (2017). Физико-химические основы биотехнологии. Биокинетика : учеб. пособ. – Харьков : ФОП Мезина В. В., 368.

32. Ратушняк, Г. С., Анохіна, К. В. (2013). Енергоефективні технологічні процеси та обладнання біоконверсії : монографія. В.: ВНТУ, 148 с.

33. Ратушняк, Г. С., Кощеєв, І. А. (2014). Моделювання теплових процесів енергоефективного біореактора з сонячним колектором. Сучасні технології, матеріали і конструкції в будівництві, 2, 120–123.

34. Терещук М. Б., Вознюк М. О. (2020). *Енергетичний аналіз реактора барабанного типу:* матеріали наук.-практ. конф., м. Житомир, 26 жов. 2020 р. Житомир : ПНУ, 2020. С. 57–62.

35. Терещук М. Б., Вознюк М. О. (2020). *Моделювання процесу біоконверсії рослинної сировини в закритій камері:* матеріали наук.-практ. конф., м. Житомир, 26 жов. 2020 р. Житомир : ПНУ, 2020.

36. Цивенкова, Н.М., Голубенко, А.А., Терещук, М.Б., Вознюк, М.О. Дослідження процесу аеробної твердофазної ферментації субстрату з органічної сировини. Органічне виробництво і продовольча безпека : матеріали VIII Міжнар. наук.-практ. конф. Житомир, 2020.С. 95–98.

ДОДАТКИ

Додаток А

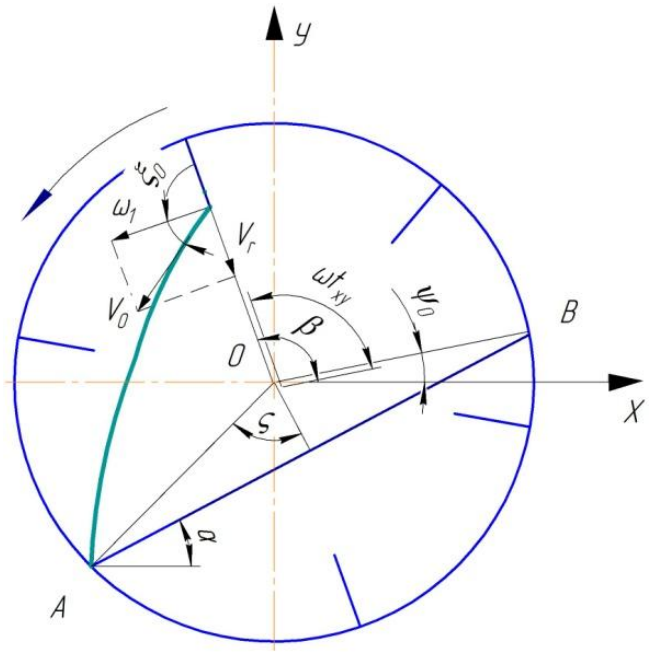


Рис. 1А. Поперечний переріз закритої камери ферментації з траєкторією руху компонентів субстрату по лопаткам камери

Додаток Б

Таблиця 1

Дані для розрахунку енергетичних параметрів [3]

Параметри	Значення	Одиниці вимірювання
Ущільнюючий матеріал – скловолокно		
Товщина, $(r_З–r_о)$	0,02	м
Теплопровідність, $K_{із}$	0,038	Вт/(м·°С)
Товщина, L	0,9	м
Сталевий барабан реактора		
Діаметр, $2r_о$	0,550	м
Довжина, $L_{біч.пов.}$	1,0	м
Товщина, $(r_о\text{-}r_і)$	0,008	м
Питома теплоємність, $C_{рЗ}$	490	Дж/(кг·°С)
Теплопровідність, $K_З$	46,0	Вт/(м·°С)
Матеріал, що компостується (субстрат)		
Маса, $m_С$	55	кг
Питома теплоємність, $C_{рс}$	1585	Дж/(кг·°С)
Аерація (кількість повітря, необхідна для процесу компостування)		
Маса повітря, $m_{пов}$	0,004	$м^3$/хв
Питома теплоємність, $C_{пов}$	1007	Дж/(кг·°С)
Густина, ρ	1,177	кг/$м^3$
Кінетична в’язкість, γ	$1{,}57\cdot10^{-5}$	$м^2$/с
Теплопровідність, $K_{пов}$	0,0265	Вт/(м·°С)

Продовження додатку Б

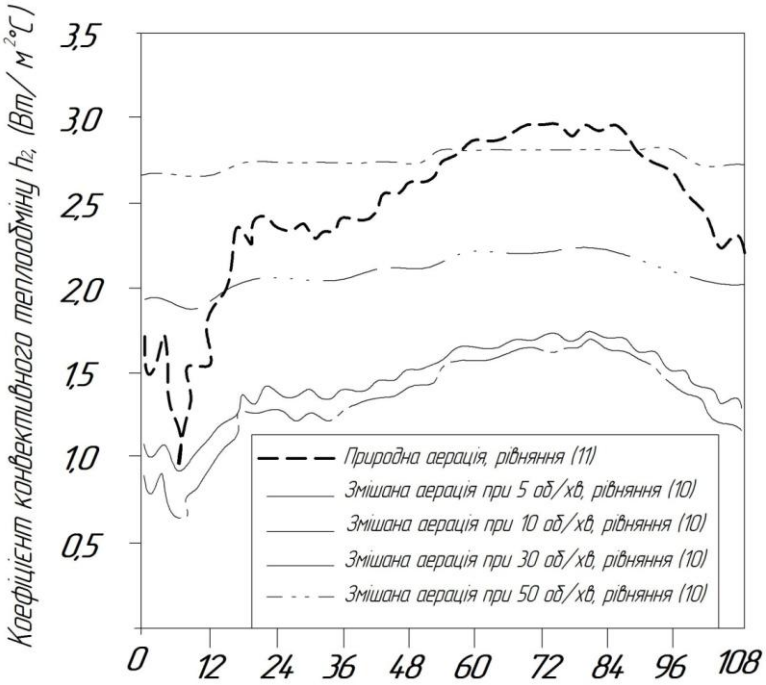


Рис. 1.Б. Коефіцієнт конвективного теплообміну для зовнішньої циліндричної поверхні камери h_2 (Вт/м^2·^{o}С), визначений для умов змішаної (рівняння 2.21) та природної конвекції (рівняння 2.22).

Додаток В

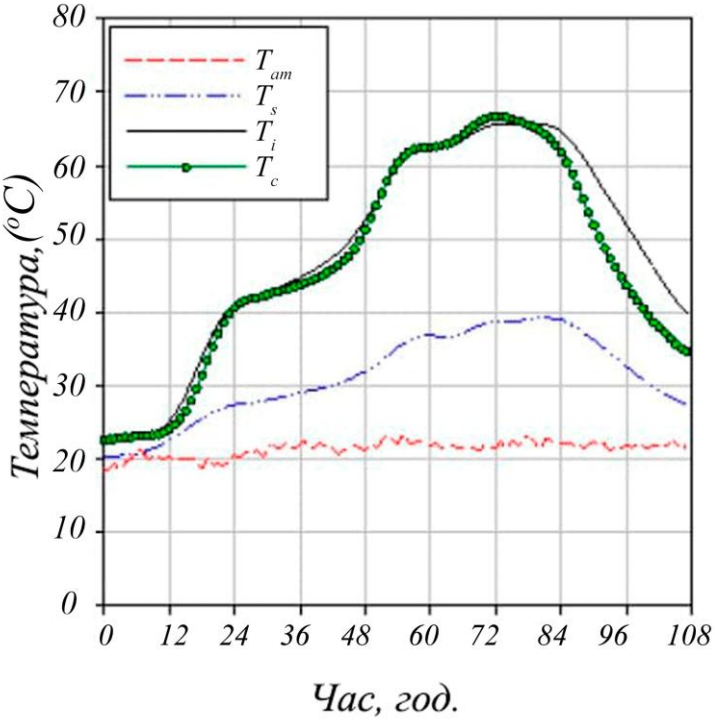


Рис. 1.В. Зміна температури атмосферного повітря (T_{am}), поверхні зовнішніх стінок камери (T_s), поверхні внутрішніх стінок камери (T_i) та субстрату (T_c) від часу протікання процесу ферментації

Додаток Г

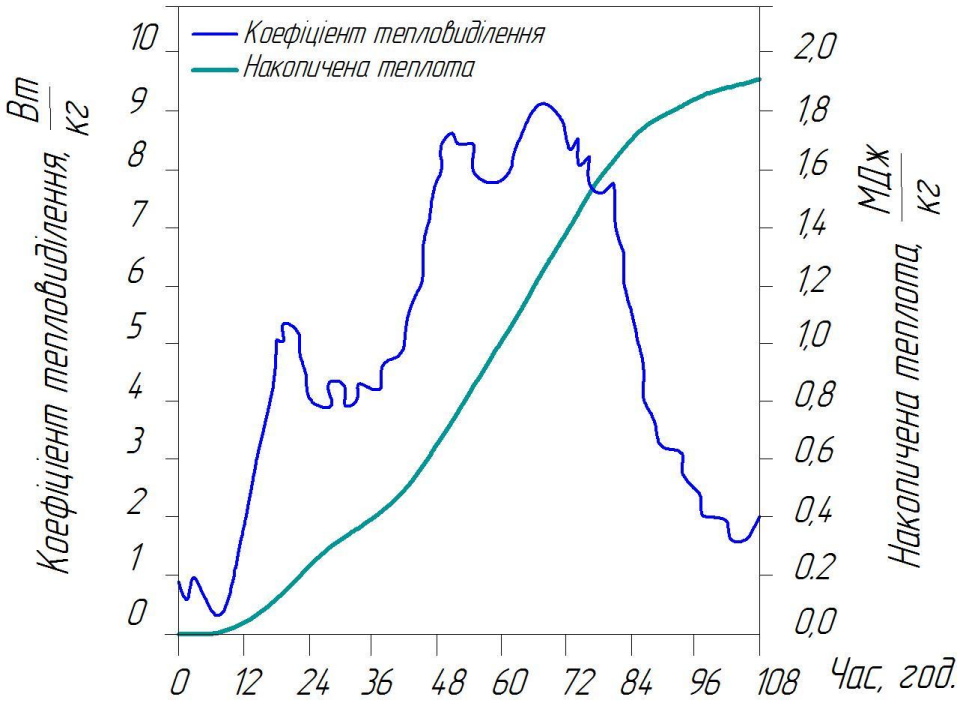


Рис. 1.Г. Залежність зміни коефіцієнта тепловиділення та кількості накопиченої теплоти від часу протікання процесу ферментації

Додаток Д

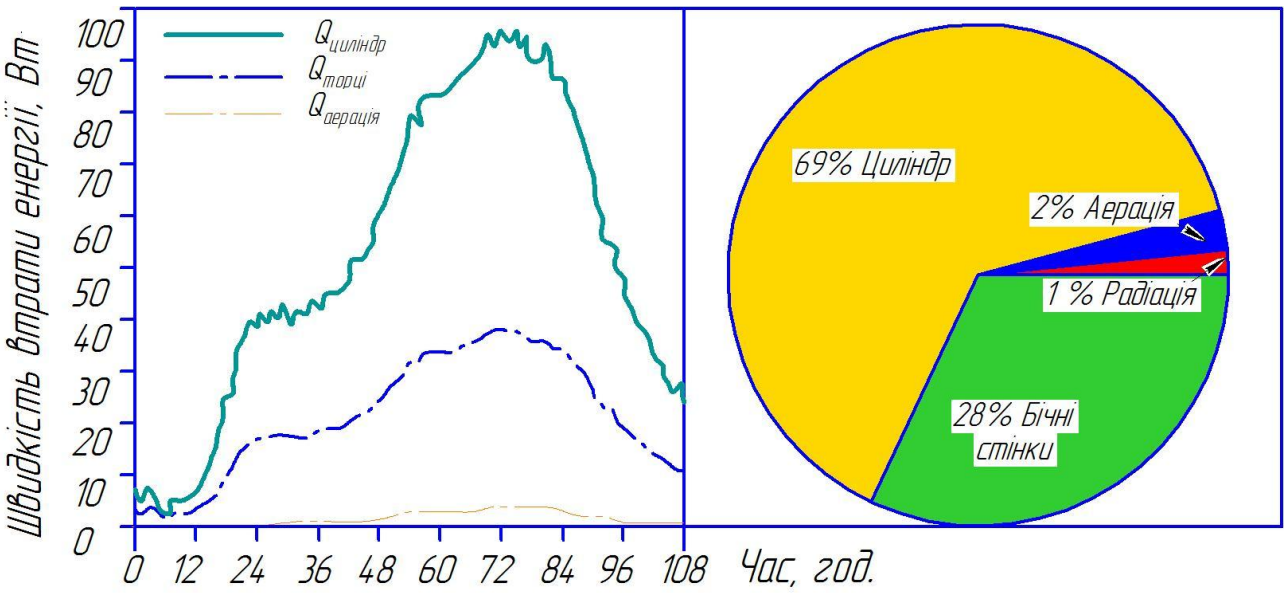


Рис. 1.Д. Залежність втрат енергії (через конвекційне, радіаційне випромінювання та через процес аерації) від тривалості протікання процесу ферментації

Додаток Ж

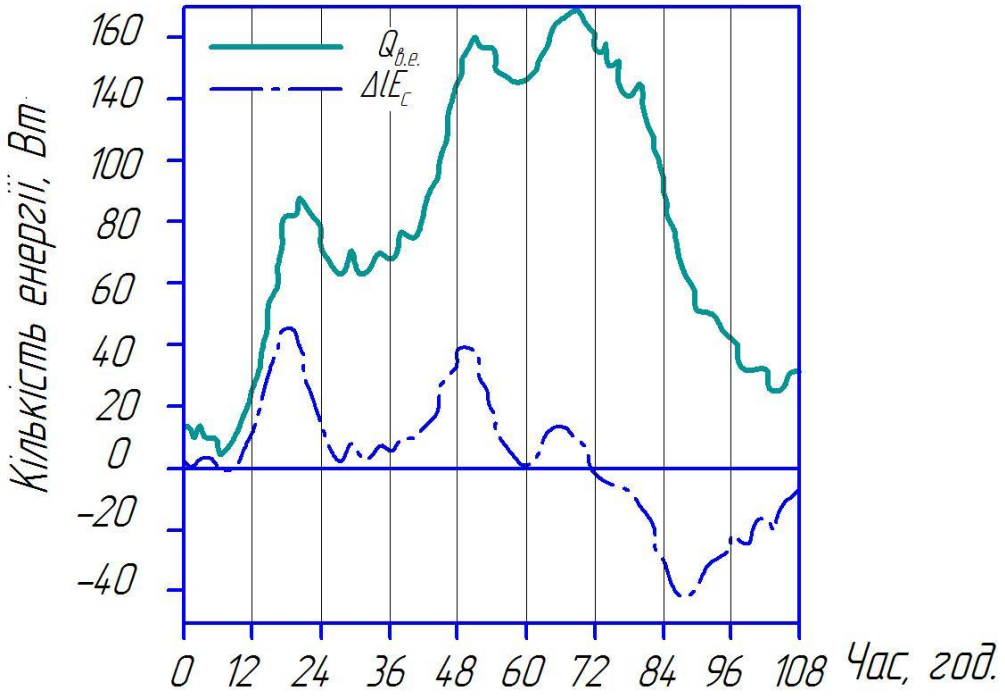


Рис. 1.Ж. Залежність зміни внутрішньої енергії субстрату ΔIE_c і кількості вивільненої енергії $Q_{ве}$ через метаболічну активність субстрату від часу протікання процесу ферментації

Додаток З

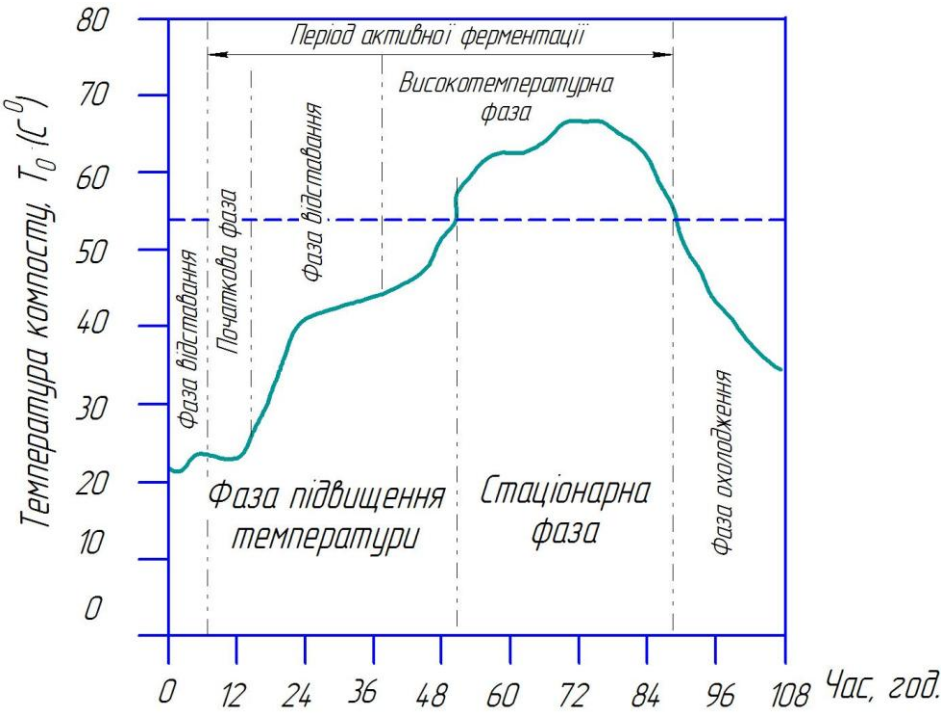


Рис. 1.З. Залежність температури субстрату від фази процесу ферментації.

Додаток И

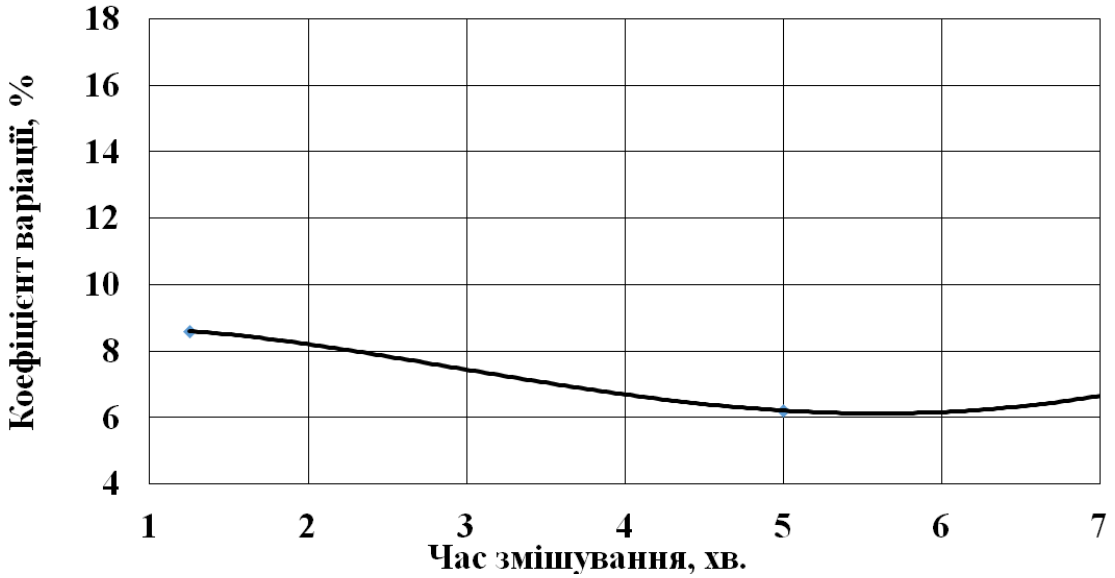


Рис. 1.И. Залежність якості змішування компонентів у субстраті від часу змішування при частоті обертання камери ω=1,05 рад/с, ступеню заповнення камери субстратом 50%, вмісті контрольного компоненту в суміші 3%

Рис. 2.И. Залежність якості змішування компонентів у субстраті від вмісту контрольного компоненту в субстраті при частоті обертання ω=1,05 рад/с, ступеню заповнення камери субстратом 50%, часу змішування 5 хв

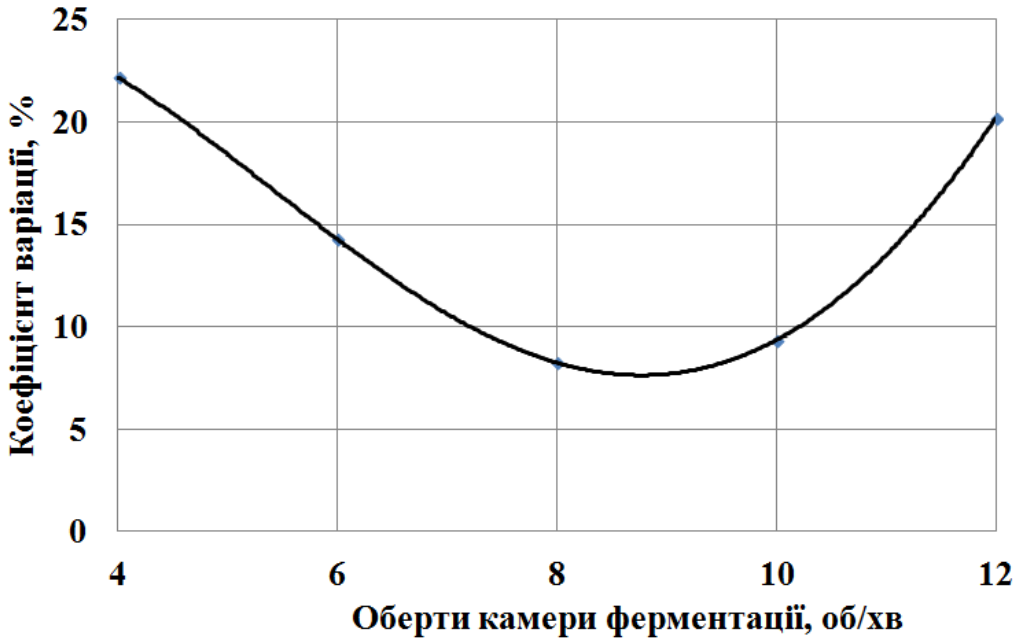


Рис. 3И. Залежність якості змішування компонентів у субстраті від зміни кутової швидкості обертання камери ферментації

Отже рекомендований діапазон значень кутової швидкості камери рівний ω=0,93…1,18 рад/с, що відповідає частоті обертання закритої камери ферментації рівній n=8,5…11,3 об/хв.