НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»
Факультет біотехнології і біотехніки
Кафедра біоенергетики, біоінформатики та екобіотехнології

«На правах рукопису»
УДК 628.336.6

До захисту допущено:
Завідувач кафедри
_____ Наталія ГОЛУБ
«15» 12 2025 р.

Магістерська дисертація

на здобуття ступеня магістра

за освітньо-професійною програмою «Біотехнології»

зі спеціальності 162 «Біотехнології та біоінженерія»

на тему: «Отримання біогазу та біополімерів в процесі анаеробного зброджування»

Виконавла:
студентка 2 курсу, групи ББ-41мп
Іванова Оксана Анатоліївна

Науковий керівник:
доцент, к.т.н.,
Козар Марина Юріївна

Консультант з розділу: економічна частина
Доц. каф. економіки і підприємництва, к.е.н., доц.
Погребняк Анна Юріївна

Консультант з розділу: проєктування
Проф. каф. біоенергетики, біоінформатики та екобіотехнології,
д.т.н., проф.
Саблій Лариса Андріївна

Рецензент:
Доктор філософії
менеджер біогазових та біометанових проектів
Шинкарчук Мальвіна Володимирівна

Засвідчую, що у цій магістерській дисертації немає запозичень з праць інших авторів без відповідних посилань.
Студент (-ка) _____

Київ – 2025 року

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Факультет біотехнології і біотехніки
Кафедра біоенергетики, біоінформатики та екобіотехнології

Рівень вищої освіти – другий (магістерський)

Спеціальність – 162 «Біотехнології та біоінженерія»

Освітньо-професійна програма «Біотехнології»

ЗАТВЕРДЖУЮ
Завідувач кафедри
_____ Наталія ГОЛУБ
«29» 08 2025 р.

ЗАВДАННЯ
на магістерську дисертацію студенту
Іванова Оксана Анатоліївна

1. Тема дисертації «Отримання біогазу та біополімерів в процесі анаеробного зброджування», науковий керівник дисертації доцент, к.т.н., Козар Марина Юріївна, затверджені наказом по університету від «28» 10 2025 р. № 4671-с.

2. Термін подання студентом дисертації 15.12.2025 р.

3. Об'єкт дослідження: Отримання біогазу та біополімерів в процесі анаеробного зброджування.

4. Вихідні дані: Виробничі стічні води: 10000 м³, полімери що отримуються в процесі зброджування ПТА; режими збродження-

5. Перелік завдань, які потрібно розробити: проаналізувати сучасний стан і перспективи використання технологій анаеробного зброджування; охарактеризувати органічну сировину як субстрат для отримання біогазу та біополімерів; розглянути основні біохімічні стадії анаеробного зброджування; обґрунтувати технологічну схему отримання біогазу та біополімерів; виконати матеріальний баланс процесу та розрахунок основного обладнання; розробити стартап-проєкт і оцінити його техніко-економічні показники; розглянути питання охорони праці та охорони навколишнього середовища.

6. Орієнтовний перелік ілюстративного матеріалу креслення технологічної схеми (А1), креслення апаратурної схеми (А1), креслення анаеробного реатора (А1), розрахунок собівартості стартап-проєкту (А1) .

7. Орієнтовний перелік публікацій 1 стаття та 1 теза

8. Консультанти розділів дисертації*

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Технологічна частина	Саблій Л.А. д. т. н., проф	6.11.25	10.11.25
Економічна частина	Доц. каф. економіки і підприємництва, к.е.н., доц., Погребняк Анна Юріївна		

9. Дата видачі завдання 29.08.2025

* Якщо визначені консультанти. Консультантом не може бути зазначено наукового керівника магістерської дисертації

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Термін виконання етапів магістерської дисертації	Примітка
1	Обґрунтування вибору технологічної схеми отримання біогазу та біополімерів	06.11 - 12.11	
2	Опис основних біохімічних стадії анаеробного зброджування та процесу мікроаерофільного бродіння для отримання ПГА	13.11 – 24.11	
3	Опис характеру мікробіологічоних агентів, що беруть участь в технологічному процесі на різних етапах	25-11. – 01.12	
4	Розробка технологічної схеми. Розробка апаратурної схеми	0.1.12 - 08.12	
5	Опис технології отримання біогазу та біополімерів послідовно за стадіями, згідно з технологічною схемою виробництва.	25.11. 01.12	
6	Розрахунок і обладнань.	01.12 – 10.12.	
7	Розробка стартап-проекту	13.11. – 24.11	
8	Оформлення магістерської дисертації	01.12 - 10.12	

Студент Оксана ІВАНОВА

Науковий керівник Марина КОЗАР

РЕФЕРАТ

Пояснювальна записка: 159с., 8 рис., 34 табл., 76 посилань.

У роботі обґрунтовано доцільність комплексної переробки органічної сировини шляхом анаеробного зброджування з одночасним отриманням біогазу та біополімерів. Для реалізації технологічного процесу обрано мезофільний режим зброджування, вологий тип ферментації та безперервний режим роботи метантенка, що забезпечує стабільність біохімічних процесів і підвищений вихід цільових продуктів.

Запропонована технологія передбачає подрібнення та підготовку органічної сировини, анаеробне зброджування з утворенням біогазу та летких жирних кислот, які використовуються як субстрат для біосинтезу полігідроксиалканоатів. Для очищення біогазу застосовано двоступінчасту систему з видаленням домішок та подальшим осушенням, що забезпечує відповідність газу енергетичним вимогам споживачів.

Розроблено технологічну схему інтегрованого виробництва біогазу та біополімерів, яка забезпечує максимальне використання органічної сировини та мінімізацію відходів. Виконано матеріальний баланс процесу, здійснено підбір і розрахунок основного технологічного обладнання, визначено ключові параметри контролю та автоматизації виробничих стадій.

Проведено техніко-економічну оцінку проєкту та розроблено стартап-проєкт, що підтверджує економічну доцільність і конкурентоспроможність запропонованої технології.

У роботі також розглянуто питання охорони праці та охорони навколишнього середовища, визначено основні небезпечні та шкідливі виробничі чинники, а також запропоновано заходи щодо забезпечення безпечних умов праці та зниження екологічного навантаження.

БІОГАЗ, БІОПОЛІМЕРИ, ПОЛІГІДРОКСИАЛКАНОАТИ, АНАЕРОБНЕ ЗБРОДЖУВАННЯ, МЕТАНОГЕНЕЗ, МЕТАНТЕНК, ОРГАНІЧНА СИРОВИНА.

ABSTRACT

Explanatory note: **159 pages, 8 figures, 34 tables, 76 references.**

The study substantiates the feasibility of integrated processing of organic raw materials by anaerobic digestion with simultaneous production of biogas and biopolymers. A mesophilic digestion regime, wet fermentation type, and continuous operation mode of the methane reactor were selected, which ensures the stability of biochemical processes and increased yields of target products.

The proposed technology includes size reduction and preparation of organic feedstock, anaerobic digestion with the formation of biogas and volatile fatty acids, which are subsequently used as substrates for the biosynthesis of polyhydroxyalkanoates. A two-stage biogas purification system with impurity removal and subsequent dehydration was applied, ensuring compliance of the produced gas with energy quality requirements.

An integrated technological scheme for the production of biogas and biopolymers was developed, providing maximum utilization of organic raw materials and minimization of residual waste. A material balance of the process was calculated, the main technological equipment was selected and designed, and key parameters for process control and automation were determined.

A techno-economic assessment of the project was performed and a startup project was developed, confirming the economic feasibility and competitiveness of the proposed technology.

Occupational health and safety as well as environmental protection issues were also considered. The main hazardous and harmful production factors were identified, and measures to ensure safe working conditions and reduce environmental impact were proposed.

BIOGAS, BIOPOLYMERS, POLYHYDROXYALKANOATES, ANAEROBIC DIGESTION, METHANOGENESIS, METHANE REACTOR, ORGANIC RAW MATERIALS.

ЗМІСТ

ВСТУП 6

РОЗДІЛ 1. ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ ТА ВИБІР ТЕХНОЛОГІЇ ОТРИМАННЯ БІОГАЗУ І ПГА В ПРОЦЕСІ АНАЕРОБНОГО ЗБРОДЖУВАННЯ 8

1.1. Тверді побутові та органічні відходи як сировина для анаеробного зброджування 8

1.2. Біохімічні основи процесу анаеробного зброджування 10

1.3. Критичні точки, що впливають на ефективність процесу 13

1.3.1 Морфологічна характеристика органічної фракції 16

1.5. Обґрунтування вибору технології анаеробного зброджування 19

1.6. Вибір типу реактора 23

1.7. Технологія отримання біогазу та пга в процесі анаеробного зброджування 25

1.8. Практичні аспекти впровадження технології в Україні 33

1.9. Формування продуктів анаеробного зброджування 35

1.10. Біологічні агенти технлогііі отримання ПГАта біогазу в процесі анаеробного зброджуання 38

1.11. Потенціал комплексного використання продуктів анаеробного зброджування 42

РОЗДІЛ 2.БІОТЕХНОЛОГІЧНІ ПРОЦЕСИ ОДЕРЖАННЯ БІОГАЗУ ТА ПОЛІГІДРОКСИАЛКАНОАТІВ З ОРГАНІЧНИХ ВІДХОДІВ 44

2.1 Біохімічні процеси анаеробного зброджування 44

2.2.Біохімічні процеси синтезу полігідроксиалканоатів (ПГА) 48

РОЗДІЛ 3. ТЕХНОЛОГІЯ КОМПЛЕКСНОГО ОТРИМАННЯ ПРОДУКТІВ АНАЕРОБНОГО ЗБРОДЖУВАННЯ: БІОГАЗУ ТА ПОЛІГІДРОКСИАЛКАНОАТІВ 52

3.1 Характеристика сировини та напівпродуктів комплексного виробництва біогазу та полігідроксиалканоатів 52

3.2. Опис технологічного процесу отримання біогазу та ПГА в процесі анаеробного зброджування 54

3.3 Контроль технологічних параметрів на стадіях комплексної переробки органічних відходів з отриманням біогазу та ПГА 80

РОЗДІЛ 5 . РОЗРОБКА СТАРТАП-ПРОЕКТУ 101

5.1 Резюме 101

5.2.Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища стартапу 105

5.3 Визначення ключових факторів успіху проєкту 108

5.4 Концепція бізнес-моделі проекту та карта бізнес-процес 129

РОЗДІЛ 6. ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ ТА ОХОРОНА ПРАЦІ 139

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ 148

ВСТУП

Актуальність теми. В умовах зростання обсягів утворення органічних відходів та підвищення енергетичної залежності України особливої актуальності набуває впровадження технологій, спрямованих на комплексну переробку органічної сировини з отриманням енергоносіїв і матеріалів з високою доданою вартістю. Анаеробне зброджування органічних відходів є одним із найбільш перспективних біотехнологічних процесів, який дозволяє одночасно вирішувати екологічні та енергетичні проблеми шляхом виробництва біогазу — відновлюваного джерела енергії, а також зменшення негативного впливу відходів на навколишнє середовище [1].

Біогаз, отриманий у процесі анаеробного зброджування, може використовуватися для виробництва теплової та електричної енергії або як замінник природного газу, що сприяє підвищенню енергетичної безпеки країни. Водночас проміжні продукти анаеробного зброджування, зокрема леткі жирні кислоти, можуть бути використані як субстрат для біосинтезу біополімерів — полігідроксиалканоатів (ПГА), які є екологічно безпечними та біорозкладними матеріалами [1-2].

Поєднання процесів отримання біогазу та біополімерів у межах однієї технологічної схеми відповідає принципам циркулярної економіки та сталого розвитку, забезпечуючи максимальне використання органічної сировини та мінімізацію відходів. Таким чином, розробка та обґрунтування технологій комплексної переробки органічної сировини шляхом анаеробного зброджування є науково та практично актуальним завданням [1-2].

Мета роботи обгрунтувати та обрати технології отримання біогазу та біополімерів у процесі анаеробного зброджування органічної сировини з подальшим техніко-економічним обґрунтуванням проєкту.

Предмет дослідження — біотехнологічні процеси анаеробного зброджування та біосинтезу біополімерів.

Об'єкт дослідження — технологія отримання біогазу та біополімерів у процесі анаеробного зброджування органічної сировини.

Для досягнення поставленої мети в роботі необхідно вирішити такі завдання:

- проаналізувати сучасний стан і перспективи використання технологій анаеробного зброджування;
- охарактеризувати органічну сировину як субстрат для отримання біогазу та біополімерів;
- розглянути основні біохімічні стадії анаеробного зброджування;
- вибір технологічної схеми отримання біогазу та біополімерів;
- виконати матеріальний баланс процесу та розрахунок основного обладнання;
- розробити стартап-проєкт і оцінити його техніко-економічні показники;
- розглянути питання охорони праці та охорони навколишнього середовища.

РОЗДІЛ 1. ХАРАКТЕРИСТИКА СИРОВИНИ ТА ВИБІР ТЕХНОЛОГІЇ ОТРИМАННЯ БІОГАЗУ І ПГА В ПРОЦЕСІ АНАЕРОБНОГО ЗБРОДЖУВАННЯ

1.1. Тверді побутові та органічні відходи як сировина для анаеробного зброджування

Тверді побутові відходи (ТПВ) є складною сумішшю матеріалів органічного та неорганічного походження, що утворюються в результаті життєдіяльності населення, комунально-побутових об'єктів, підприємств харчової промисловості, торгівлі та сфери обслуговування. Згідно з міжнародною практикою, ТПВ класифікуються за походженням на органічні (біорозкладні) та неорганічні (інертні) фракції [1].

Органічна фракція включає харчові рештки, садові та сільськогосподарські відходи, деревину, папір, картон, текстиль, а також інші матеріали біологічного походження. Неорганічну частину становлять метали, пластмаси, скло, кераміка, що не підлягають біодеградації. Саме органічна фракція твердих побутових відходів розглядається як перспективна сировина для процесів анаеробного зброджування з метою отримання біогазу, добрив та біополімерів [1].

За результатами досліджень Campuzano та González-Martínez (2016), частка органічної фракції у складі ТПВ у країнах Європи та Азії коливається від 40 до 65 %, тоді як у країнах із нижчим рівнем урбанізації може сягати 70 %. Така варіабельність зумовлена особливостями харчової культури, рівнем переробки продуктів, сезонними чинниками та рівнем доходів населення [1].

Наявність значної кількості органічних сполук робить цю фракцію найбільш придатною для біотехнологічного перетворення. На відміну від спалювання або полігонного захоронення, анаеробне зброджування дає змогу одночасно отримати відновлювану енергію та знизити екологічне навантаження на довкілля [1].

Органічна фракція ТПВ має неоднорідний склад, проте її основними компонентами є сполуки вуглецю, азоту, водню та кисню, представлені у вигляді вуглеводів (40–60 %), білків (10–20 %), ліпідів (5–15 %), органічних кислот і целюлозовмісних матеріалів[2].

Ключовим параметром для ефективності анаеробного зброджування є співвідношення вуглецю до азоту (C:N), яке має бути в межах 20–30:1. Низьке співвідношення призводить до надлишку азоту і, відповідно, утворення аміаку, що інгібує метаногени. Високе ж співвідношення вказує на нестачу азоту, що обмежує синтез клітинної маси мікроорганізмів[1-2].

До морфологічних характеристик органічної фракції належать також розміри частинок, наявність домішок неорганічного походження, вологість та однорідність структури. Для підвищення ефективності процесу зброджування передбачають попереднє сортування, подрібнення та гомогенізацію сировини[1-2].

Згідно досліджень, попередня термо- або гідролітична обробка біомаси дозволяє підвищити швидкість деградації складних полімерів (целюлози, геміцелюлози, крохмалю), що збільшує вихід метану на 15–25 %. Окрім того, використання змішаних субстратів (козброджування) із додаванням тваринних гноїв чи жирових фракцій забезпечує стабільність мікробних процесів і оптимізує pH середовища[1-2].

Органічні відходи мають значний енергетичний потенціал, який визначається кількістю біогазу, що може бути отриманий у процесі анаеробного зброджування. За даними досліджень теоретичний вихід метану з 1 т органічної фракції ТПВ становить 100–200 м³ біогазу, що еквівалентно 600–1200 кВт·год енергії. Реальні показники залежать від технологічних умов, типу реактора, температурного режиму та попередньої підготовки субстрату [1-2].

Процес анаеробного зброджування дозволяє не лише отримувати енергію, а й зменшувати обсяг відходів на 40–60 %, перетворюючи решту в стабільний дигестат, який може бути використаний як органічне добриво або вторинна сировина для отримання біополімерів, зокрема полігідроксиалканоатів (ПГА)[2].

Порівняльний аналіз різних технологій утилізації відходів, показує, що анаеробне зброджування є екологічно вигіднішим за спалювання або компостування, оскільки забезпечує утилізацію біогенних елементів, знижує викиди парникових газів на 25–30 % та сприяє збереженню родючості ґрунтів через повернення поживних речовин у вигляді дигестату [3].

Крім того, результати досліджень підтверджують, що впровадження сухих режимів анаеробного зброджування (із вмістом сухої речовини понад 20 %) дозволяє зменшити витрати енергії на перемішування та нагрівання реактора, а також скоротити обсяг стічних вод, які утворюються під час процесу[3].

1.2. Біохімічні основи процесу анаеробного зброджування

Анаеробне зброджування — це складний багатостадійний мікробіологічний процес, у якому органічні сполуки біомаси в умовах відсутності молекулярного кисню перетворюються на суміш біогазу (переважно метану CH_4 і діоксиду вуглецю CO_2) та стабілізовану органічну речовину (дигестат). У природних умовах такі процеси відбуваються в мулі водойм, болотах, шлунково-кишковому тракті жуйних тварин [4].

У промисловому масштабі анаеробне зброджування застосовується для енергетичного та матеріального відновлення органічних відходів, зокрема побутових, харчових, сільськогосподарських, гліцеринових залишків і стічних вод. [4].

Біохімічно анаеробне зброджування є синтетичною взаємодією декількох трофічних груп мікроорганізмів, що працюють у суворій послідовності — від

гідролітичних бактерій до архей-метаногенів. Їхні метаболічні реакції тісно взаємопов'язані через обмін проміжними продуктами, утворюючи синтрофний консорціум, у якому кінцеві продукти одних мікроорганізмів є субстратом для інших [4].

Процес анаеробного зброджування традиційно описують як чотиристадійний каскад біохімічних реакцій [4]:

Гідроліз — ферментативне розщеплення полімерів на мономери[4];

Ацидогенез (кислотогенез) — перетворення мономерів на леткі жирні кислоти [4];

Ацетогенез (синтрофне окиснення) — конверсія кислот до оцтової кислоти, CO_2 і H_2 [4];

Метаногенез — утворення метану з оцтової кислоти або CO_2 і водню [4].

Гідроліз є найповільнішою стадією процесу, від швидкості якої залежить інтенсивність усіх наступних реакцій. Під дією екзоферментів — целюлаз, амілаз, ліпаз, протеаз — полімерні компоненти органічної речовини розщеплюються до розчинних мономерів [4-5].

Гідролітичні бактерії (*Bacteroides, Clostridium, Bacillus, Ruminococcus*) прикріплюються до частинок субстрату, утворюючи біоплівки — мікроколонії, що локально підвищують концентрацію ферментів [4-5].

Швидкість гідролізу залежить від структури субстрату: наприклад, лігнін у рослинних залишках значно знижує доступність целюлози для ферментів. Тому у промислових умовах часто застосовують попередню деструкцію біомаси (термічну, парову, ультразвукову, ферментативну або лужну) [4-5].

Типова реакція гідролізу вуглеводів:

$$[C_6H_{10}O_5]\ n + nH_2O = nC_6H_{12}O_6; \quad (1.1)$$

Гідроліз є енергетично нейтральним, але забезпечує доступність субстратів для подальших анаеробних реакцій [4-5].

Ацидогенез — утворення летких жирних кислот і спиртів. Під час ацидогенезу ферментативні продукти гідролізу перетворюються на леткі жирні кислоти (оцтова, масляна, пропіонова, ізомасляна), спирти, водень, CO_2, а також на побічні сполуки — амоній, сірководень [4-5].

Типові ацидогенні реакції[5]:

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3CH_2OH + 2CO_2 \quad (1.2)$$

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2 \quad (1.3)$$

Ацидогенні бактерії (*Clostridium, Lactobacillus, Bacteroides*) активно продукують леткі жирні кислоти (ЛЖК), через що pH середовища може знижуватись до 5,0–6,0. Надмірна концентрація ЛЖК призводить до закислення ферментера і пригнічення метаногенів, тому важливо підтримувати буферну ємність системи [5].

Для стабільності процесу в промислових біореакторах підтримують поступове надходження субстрату або застосовують двоступеневу схему зброджування, де перша камера виконує роль кислотогенезного реактора, а друга — метаногенного [5-6].

Ацетогенез — синтрофне утворення оцтової кислоти. На цій стадії ЛЖК (масляна, пропіонова, валеріанова) і спирти, утворені в ацидогенезі, піддаються синтрофному окисненню до оцтової кислоти, CO_2 і водню [5].

Цей процес термодинамічно нестійкий ($\Delta G° > 0$) і стає можливим лише тоді, коли концентрація водню підтримується нижче 10^{-4} атм, що забезпечується активністю метаногенів, які негайно споживають H_2. Саме тому ацетогенні бактерії (*Syntrophomonas, Syntrophobacter*) і метаногени утворюють синтрофні пари, пов’язані між собою обміном водню або мурашиної кислоти [5].

Важливість ацетогенезу полягає в тому, що до 70 % усього метану в процесі анаеробного зброджування походить із оцтової кислоти, а решта — з CO_2 і H_2 [5].

Метаногенез — утворення метану археями. Заключна стадія зброджування — метаногенез, який здійснюють суворі анаероби з домену *Archaea*. Метаногенні археї поділяються на два основні метаболічні типи [5]:

- ацетокластичні метаногени (*Methanosaeta, Methanosarcina*):
- гідрогенотрофні метаногени (*Methanobacterium, Methanospirillum*):

Метаногенез є ключовою фазою, що визначає енергетичну ефективність системи, адже саме на цій стадії відбувається генерація біогазу з теплотворною здатністю 20–25 МДж/м³. Метаногени надзвичайно чутливі до середовищних факторів. Оптимальний pH — 6,8–7,4, температура — 35–38 °C (мезофільний) або 55 °C (термофільний режим). Навіть незначне відхилення може викликати «кислотний колапс» реактора [5].

1.3. Критичні точки, що впливають на ефективність процесу

Ефективність процесу анаеробного зброджування визначається низкою ключових параметрів, що регулюють активність консорціуму мікроорганізмів та впливають на співвідношення між кислотогенезом і метаногенезом. Одним з основних факторів є температура середовища, яка визначає швидкість біохімічних реакцій та стабільність мікробної спільноти. Мезофільний режим (35–38 °C) є найбільш поширеним у промисловій практиці завдяки оптимальному балансу між продуктивністю та стійкістю мікробного консорціуму[6-7].

Важливим регулятором активності анаеробних мікроорганізмів є кислотно-лужний баланс. Оптимальне значення pH для метаногенезу становить 6,8–7,4, оскільки саме у цьому діапазоні забезпечується активність ферментів архей, відповідальних за ацетокластичний та гідрогенотрофний шляхи метанутворення. Зниження pH нижче 6,5 призводить до пригнічення

метаногенів і накопичення летких жирних кислот, що може викликати «закиснення» реактора. Буферування середовища забезпечується рівновагою іонів амонію та бікарбонату (NH_4^+/HCO_3^-), формування яких залежить від вмісту азоту в субстраті. Тому співвідношення вуглецю й азоту (C:N) відіграє ключову роль: оптимальний діапазон 20–30:1 гарантує збалансований ріст мікробної біомаси та запобігає токсичності внаслідок надлишку аміаку або, навпаки, нестачі азоту для синтезу клітинного білка. Надмірне накопичення амонійного азоту (>2–3 г/дм^3 NH_4^+-N) може спричиняти інгібування метаногенів через підвищення частки вільного аміаку (NH_3), особливо в термофільних умовах [6-7].

На процес анаеробного зброджування суттєво впливають токсичні домішки, які часто містяться у відходах косметичної та харчової промисловості: важкі метали (Cu^{2+}, Zn^{2+}), поверхнево-активні речовини, феноли, а також довголанцюгові жирні кислоти (ЖК), що утворюються під час гідролізу ліпідів. Високі концентрації ЖК можуть блокувати клітинні мембрани метаногенів, тоді як ПАР порушують структурну цілісність гранульованих біоплівок. Тому процеси гомогенізації, розведення та козброджування є критично важливими для стабільності технології [6-7].

Не менш значущим фактором є структура мікробної спільноти. Анаеробне зброджування є синтрофним процесом, у якому гідролітичні бактерії, кислотогени, ацетогени та метаногени утворюють чітко функціонально узгоджену систему. Порушення балансу між цими групами неминуче призводить до зниження виходу метану або до накопичення проміжних метаболітів [6-7].

Для підвищення виходу цільових продуктів — біогазу, органічних кислот і полігідроксиалканоатів — застосовують низку методів біотехнологічної оптимізації. Попередня підготовка субстрату (ультразвукова кавітація, термохімічний або ферментативний розклад) сприяє розподілу біополімерів

(білків, целюлози, ліпідів) на доступніші для мікробів фракції. Ко-збродження, наприклад суміш гліцерину з відходами жирів або лактозовмісної сировини з рослинними залишками, дозволяє збалансувати C:N і збільшити метаногенний потенціал на 20–40 %. Регулювання гідравлічного часу утримання та органічного навантаження дозволяє уникнути перевантаження реактора та збільшити продуктивність. Також важливим є внесення мікроелементів (Fe, Ni, Co, Mo), необхідних для ключових ферментів метаногенезу — коензиму F430, гідрогеназ та метил-КоМ редуктаз [6-8].

Окремим важливим підходом є іммобілізація або цілеспрямована адаптація мікроорганізмів, що підвищує їхню стійкість до токсичних речовин і дозволяє переробляти високо концентровані органічні відходи. Інтеграція з процесом синтезу ПГА, коли частину попередньо оброблених відходів спрямовують в аеробний біореактор для накопичення полімеру в клітинах, перетворює традиційну систему виробництва біогазу на багатофункціональний комплекс, у якому органічна речовина використовується максимально повно і з мінімальною кількість втрат. [8].

1.3.1 Морфологічна характеристика органічної фракції

Морфологічна структура відходів є визначальним фактором, який впливає на швидкість та ефективність анаеробного зброджування. Вона включає різні типи органічних матеріалів, що відрізняються за вологою, щільністю, ступенем подрібненості, та співвідношенням між структурними біополімерами — целюлозою, геміцелюлозою, лігніном, білками та ліпідами [9].

Вологість харчових відходів становить 60–80 %, а середня зольність — 5–10 % сухої речовини. Ці показники зумовлюють високу теплоємність і біодоступність, але водночас вимагають попереднього зневоднення або

змішування з іншими сухими компонентами перед анаеробною переробкою [10].

Таблиця. 1.3.1. Типова морфологічна структура органічної фракції харчових відходів [10].

Компонент	Частка, %	Біотехнологічне значення
Харчові відходи	30–45	Основне джерело легкогідролізованих органічних сполук (крохмаль, білки, жири), забезпечують швидке утворення летких жирних кислот.
Папір, картон, целюлозовмісні матеріали	5–10	Містять целюлозу та геміцелюлозу, піддаються гідролізу з утворенням глюкози; стабілізують C:N.
Садово-паркові рештки	10–15	Високий вміст лігніну, що уповільнює біодеградацію; потребують попередньої підготовки.
Деревина, текстиль, біомаса рослинного походження	3–7	Джерело структурних полісахаридів; повільно зброджуються, сприяють формуванню стабільної структури субстрату.
Інші органічні домішки	2–5	Можуть містити олії, ПАР, білки та жири; потенційні інгібітори (LCFA, токсиканти).

Хімічний склад органічної фракції харчових та побутових відходів є одним з основних чинників, що визначає їх біоконверсійний потенціал, деградаційну здатність та вихід кінцевих продуктів біотехнологічних процесів — біогазу, летких жирних кислот і полігідроксиалканоатів (ПГА). Основу органічної частини біовідходів становлять вуглеводи, білки та ліпіди, кожен із яких відіграє специфічну біохімічну роль у метаболічних реакціях, що відбуваються в умовах анаеробного зброджування. У комплексі ці компоненти формують енергетичний потенціал субстрату, впливають на швидкість гідролізу, ацидогенезу та метаногенезу, а також визначають оптимальність середовища для синтезу цінних біополімерів[10-12].

Вуглеводна складова органічних відходів, яка може досягати 35–45 % сухої речовини, є першочерговим джерелом легкодоступної органіки для мікробних консорціумів. Целюлоза, крохмаль і геміцелюлози під дією гідролітичних ферментів розщеплюються до простих цукрів, які далі перетворюються у леткі жирні кислоти, переважно оцтову, масляну та пропіонову. Наявність достатньої кількості вуглеводів забезпечує стабільність ацидогенезу, знижує ризик переходу системи в нестійкий стан і сприяє ефективній роботі метаногенних архей на подальших етапах. Як показано у дослідженні Li et al. (2017), субстрат із вуглеводною часткою понад 35 % забезпечує підвищення коефіцієнта метаногенезу на 12–15 %, що пов'язано з швидким утворенням субстратів для ацетокластичного шляху метаногенезу та ефективним буферуванням середовища [10-12].

Білки становлять у середньому 15–20 % сухої речовини органічних відходів і виконують важливу роль у формуванні мікробної спільноти, будучи джерелом азоту, сірки й фосфору. Під дією протеаз білкові молекули гідролізуються до амінокислот, які згодом трансформуються в амонійні іони NH_4^+. Помірна кількість білків підтримує ріст клітин та синтез ферментів, тоді як надлишок може призводити до накопичення аміаку, який у вільній формі (NH_3) є токсичним для метаногенів. Підвищення концентрації амонію при співвідношенні C/N < 20 суттєво пригнічує метаногенез і може порушувати кислотно-лужний баланс системи. Тому оптимальним для анаеробної стабільності вважається співвідношення C/N у межах 25–30:1 — саме воно забезпечує рівномірний розвиток консорціуму й необхідний рівень буферної здатності [10-12].

Ліпіди, хоч і становлять лише 5–10 % сухої речовини, мають найвищий теоретичний енергетичний потенціал (до 1000 $дм^3$ CH_4/кг ЖК), що робить їх цінним компонентом субстрату. Під час анаеробної деградації тригліцериди

гідролізуються до гліцеролу та довголанцюгових жирних кислот, які окиснюються до ацетату, водню та CO_2. Однак довголанцюгові жирні кислоти у надлишку взаємодіють із клітинними мембранами метаногенних архей, інгібуючи їхню активність. У випадку високого вмісту жирів (>15 %) можливе блокування ацидогенних бактерій, що спричиняє зменшення виходу метану на 20–30 %, а також утворення плаваючих шарів біомаси, які погіршують масообмінні процеси у реакторі. Тому баланс ліпідної фракції є ключовим для забезпечення стабільності процесу [3].

Окрім основних органічних складових, харчові відходи можуть містити домішки токсичних речовин: важкі метали (Cu, Zn, Ni, Pb), поверхнево-активні речовини, залишки косметики, фарб або синтетичних мийних засобів. Такі домішки є потенційними інгібіторами активності як гідролітичних бактерій, так і метаногенних архей. Навіть концентрації 0,5–1,0 мг/дм^3 важких металів зменшують швидкість утворення метану на 10–15 %. Водночас сучасні дослідження свідчать, що морфологічно типові побутові потоки рідко містять токсичні метали в кількостях, що перевищують нормативи Директиви ЄС 2008/98/ЕС [3].

Хімічний склад органічної фракції безпосередньо визначає й потенціал для утворення полігідроксиалканоатів. Під час ацидогенезу формується потік летких жирних кислот, які є головним субстратом для біосинтезу ПГА бактеріями родів *Cupriavidus, Pseudomonas* та *Bacillus*. Високий вміст вуглеводів і помірна кількість білків створюють сприятливі умови для акумуляції полімерів у клітинній біомасі за умов обмеження доступного азоту. Навпаки, надлишок жирів або токсичних речовин негативно впливає на селективність консорціуму та зменшує частку ПГА у сухій масі мікроорганізмів. З огляду на це сучасні біотехнологічні підходи передбачають інтегровані двостадійні системи, у яких перша стадія забезпечує утворення

біогазу та летких жирних кислот , а друга — переробку летких жирних кислот у ПГА специфічними мікробними штамами, зокрема *Cupriavidus necator* [3,12].

Узагальнюючи, можна зазначити, що органічні харчові відходи мають високий потенціал для біоконверсії, забезпечуючи вихід до 500–600 м^3 CH_4/г ЛЖК та значні кількості летких жирних кислот — цінних проміжних продуктів для біосинтезу біополімерів. Оптимальний склад органічної фракції (вуглеводи 35–45 %, білки 15–20 %, ліпіди 5–10 %) та співвідношення C/N = 25–30:1 формують сприятливі умови для стабільного зброджування. Контроль вмісту токсичних домішок та їх нейтралізація є критичними для забезпечення безпеки й ефективності процесу. Таким чином, органічні побутові та харчові відходи виступають перспективною сировиною для інтегрованого виробництва енергії та цінних біопродуктів, що повністю відповідає принципам циркулярної біоекономіки та концепції «zero waste» [10,3].

1.5. Обґрунтування вибору технології анаеробного зброджування

Сучасна концепція анаеробного зброджування у контексті біоекономіки України 2025 року передбачає не лише виробництво біогазу як джерела енергії, а й отримання проміжних метаболітів — летких жирних кислот (ЛЖК), які можуть бути використані для біосинтезу полігідроксиалканоатів (ПГА). [13].

Анаеробне зброджування може проводитись у двох основних температурних діапазонах — мезофільному (35–40 °C) та термофільному (50–60 °C). Мезофільні умови є типовими для більшості біогазових комплексів України (МХП, «Галс Агро», «Біогазенерго»), оскільки вони забезпечують стабільність процесу при мінімальних енерговитратах. Термофільний режим застосовується здебільшого для висококонцентрованих відходів тваринного походження, коли необхідне знезараження та швидкий цикл ферментації [13].

Таблиця. 1.4.1. Порівняння мезофільного та термофільного режимів [2] .

Параметр	**Мезофільний режим**	**Термофільний режим**
Температура, °C	35–40	50–60
Стійкість мікрофлори	Висока	Помірна
Енерговитрати	Низькі	Вищі
Вихід метану	0.4–0.5 м³/кг ЛЖК	0.5–0.6 м³/кг ЛЖК
Схильність до накопичення ЛЖК	Висока	Низька

Мезофільний процес відзначається стабільністю мікробіоценозу, меншою чутливістю до коливань pH та токсикантів, а також сприяє накопиченню летких жирних кислот — ключових проміжних сполук для синтезу ПГА. Термофільні системи характеризуються вищою швидкістю реакцій і виходом метану (до 0,6 м³ CH_4/кг), але потребують суворого контролю температури та буферної ємності середовища [13 ,2].

Оптимізація параметрів анаеробного зброджування є ключовим чинником забезпечення високої продуктивності біогазових реакторів, стабільності мікробного консорціуму та ефективного накопичення летких жирних кислот (ЛЖК), які виступають попередниками для біосинтезу полігідроксиалканоатів (ПГА). Ефективність процесу визначається комплексною дією температури, кислотності середовища (pH), гідравлічного часу утримання, органічного навантаження та інтенсивності перемішування. Ці фактори безпосередньо впливають на швидкість гідролізу, інтенсивність ацидогенезу, рівновагу метаболічних шляхів та кінцевий вихід метану [14-16].

Температура реактора визначає активність ферментних систем мікроорганізмів та загальну швидкість біохімічних реакцій. Для мезофільного режиму оптимальним вважається діапазон 36–38 °C, який забезпечує

стабільний перебіг гідролізу, ацидогенезу та метаногенезу. Мезофільні системи відзначаються високою адаптивністю, низькими енерговитратами та стійкістю до зміни складу субстрату. Порушення теплового режиму навіть на 2–3 °C може призвести до накопичення ЛЖК, зміщення pH у кислу зону та пригнічення метаногенних архей [14-16].

Дослідження показують, що зниження температури нижче 32 °C супроводжується різким падінням активності метаногенів, тоді як короткочасне підвищення до 45 °C може прискорити гідроліз лігноцелюлозної фракції та білків. У промислових біореакторах України (Ладижин, МХП) стабілізація температури здійснюється через рекуперацію тепла когенераційних модулів, що дозволяє знизити зовнішні енерговитрати на 15–20 %[14-16].

Оптимальний діапазон pH для стабільного анаеробного зброджування становить 6.8–7.4. У цій зоні забезпечується функціональна взаємодія між ацидогенними бактеріями, що продукують ЛЖК, та метаногенними археями, які перетворюють ці кислоти на метан. Одним із найважливіших параметрів контролю є співвідношення леткі кислоти/лужність, яке в стабільних системах не перевищує 0.3 [14-16].

Зменшення pH у межах 5.8–6.2 на першій стадії процесу дозволяє цілеспрямовано пригнічувати метаногенез, тим самим стимулюючи накопичення летких жирних кислот для подальшого використання у ПГА-біосинтезі. Проте pH < 5.5 призводить до необоротного «кислого зриву» процесу, оскільки падає буферна ємність системи, а ацидогенез переходить у неконтрольований режим. Для стабілізації кислотності застосовують розчини гідрокарбонатів ($NaHCO_3$, $CaCO_3$) або автоматизовані буферні системи [16].

Гідравлічний час утримання визначає тривалість перебування органічної речовини у реакторі і є критичним параметром, що визначає ступінь її деструкції. Для побутових органічних відходів оптимальний ГЧУ в

мезофільному середовищі становить 20–25 діб. У двостадійних системах кислотогенез та метаногенез розділяють, оптимізуючи кожну фазу: 3–5 діб для гідролізу й кислотогенезу та 17–20 діб для метаногенезу [14-16].

Скорочення гідравлічного часу утримання до 12–15 діб призводить до недостатнього перетворення субстрату та зменшення виходу метану, тоді як подовження понад 30 діб знижує питому продуктивність установок через надлишкове розведення активного мулу. Баланс гідравлічного часу утримання також визначає накопичення ЛЖК — чим коротший період, тим більше кислот зберігається у ферментаті, що підвищує його придатність як субстрат для культивації ПГА-продуцентів [14-16].

Органічне навантаження визначає кількість летких речовин (ЛР), що надходять у реактор на одиницю об'єму за добу. Для мезофільних умов оптимальним є діапазон 2.5–4.0 кг ЛР/м³·добу. Надлишкове навантаження (> 6 кг ЛР/м³·добу) викликає накопичення летких органічних кислот, що знижує pH та пригнічує метаногенез [15].

Комерційні біогазові комплекси в Україні («Галс Агро», «Біогазенерго») у 2023–2024 рр. використовують автоматизовані системи контролю OLR на основі датчиків в'язкості, температури та вмісту сухої речовини, що підвищує стабільність процесу. Поступове підвищення органічного навантаження протягом першого місяця запуску реактора дозволяє уникнути ацидогенних збоїв [15].

Перемішування забезпечує рівномірний розподіл субстрату, мікроорганізмів та температури в робочому об'ємі реактора. Для систем CSTR оптимальним є механічне або гідравлічне перемішування зі швидкістю 50–80 об/хв. Інтервальний режим (5 хв перемішування / 15 хв пауза) зменшує енергоспоживання до 30 % без втрати ефективності. Надмірне перемішування

(>100 об/хв) може зруйнувати гранульовані структури у реакторах UASB, знижуючи активну біомасу та метаногенну активність[16].

Промислові установки МХП (Ладижин) використовують комбіновані шнеково-гідравлічні мішалки, що створюють обертальний та вертикальний потоки, мінімізуючи утворення мертвих зон і забезпечуючи рівномірне переміщення фермент ату [17-18].

1.6. Вибір типу реактора

Вибір конструкції біореактора є критичним елементом для забезпечення стабільного перебігу процесів анаеробного зброджування, оскільки від нього залежать гідродинамічні умови, ступінь контакту мікроорганізмів із субстратом, ефективність перемішування та кінцевий вихід біогазу і летких жирних кислот (ЛЖК). У сучасній біоенергетиці України оптимальним рішенням є двостадійна система типу CSTR–UASB, яка поєднує стабільність ацидогенезу та високу ефективність метаногенезу.

Перша стадія (CSTR) виконує функцію гідролітичного та ацидогенного реактора, де відбувається перетворення органічної речовини на леткі жирні кислоти, тоді як друга (UASB) — метаногенна, де залишкові кислоти конвертуються у біогаз. Така комбінація забезпечує високу ефективність процесу, контрольованість та можливість відбору ЛЖК для біосинтезу полігідроксиалканоатів (ПГА) [16-17].

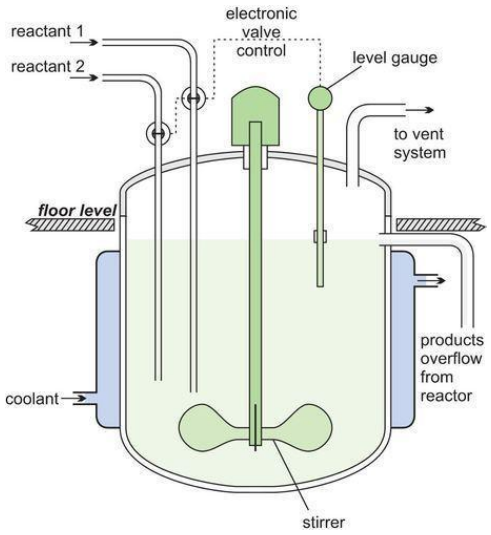


Рисунок 1.6.1. Принципова будова реактора CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor) [18].

Реактор типу CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor) характеризується інтенсивним перемішуванням, рівномірним розподілом температури та стабільним контролем pH. Його конструкція складається з герметичного резервуара з мішалками, системою підігріву, контролем температури та автоматичним регулюванням завантаження. Завдяки цьому CSTR забезпечує високий рівень деструкції складних органічних полімерів та формування летких жирних кислот без передчасного переходу в метаногенез [16-17].

У промислових масштабах в Україні подібні системи використовуються у біогазових комплексах МХП (Ладижин), «Галс Агро» (Київська обл.) та «Біогазенерго» (Полтавська обл.), де впроваджено двофазні процеси для стабільного виробництва біогазу та часткового вилучення ЛЖК з ферментату [16-17].

UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) — реактор із висхідним потоком рідини крізь шар гранульованого мулу, у якому утворюються мікробні агрегати (гранули), здатні одночасно виконувати функції ацетогенів і метаногенів. Цей тип реактора особливо ефективний для обробки рідких стоків і ферментатів після CSTR [16-17].

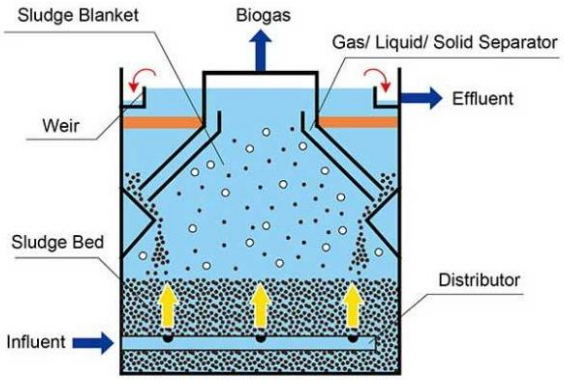


Рисунок 1.4.3.2. Принципова будова реактора UASB [19].

У реакторі UASB процес відбувається за рахунок природної стратифікації шару мулу. Під час подачі ферментату знизу вгору субстрат проходить через активний шар гранульованого мулу, де відбувається анаеробна конверсія ЛЖК у метан і CO_2. Біогаз піднімається вгору, накопичується під газозбірним куполом і відводиться до системи очищення. Очищена рідина рециркулює назад у першу стадію [16-17].

UASB має низку технологічних переваг: висока концентрація біомаси (до 60 г/м^3), короткий період запуску, низьке енергоспоживання і стабільність роботи при змінному навантаженні. Його основним недоліком є вимога до попереднього очищення та гомогенізації субстрату для запобігання забиванню шару мулу [16-17].

Таким чином, двостадійна система CSTR–UASB забезпечує максимальне використання потенціалу органічної сировини: з першої стадії отримують леткі жирні кислоти для ПГА, а з другої — біогаз, який використовується для енергозабезпечення процесу [16-17].

1.7. Технологія отримання біогазу та пга в процесі анаеробного зброджування

Органічні харчові відходи надходять у приймальний резервуар (1), де проводиться їх первинне механічне очищення від сторонніх домішок, стабілізація вологості та усереднення складу. На цьому етапі формується

однорідний потік сировини, який далі спрямовується у подрібнювач (2). Подрібнення до розміру часток 5–10 мм забезпечує збільшення доступної поверхні для ферментативного гідролізу й створює передумови для ефективного перебігу подальших біохімічних процесів. Після подрібнення субстрат надходить до гомогенізатора (3), у якому завдяки інтенсивному перемішуванню та частковій рециркуляції формується стабільна суспензія з вмістом сухих речовин у межах 8–12 %. Така стандартизація необхідна для усунення нерівномірностей у складі відходів, особливо в умовах використання сировини зі змінною структурою (харчові залишки, фракції косметичного виробництва, емульсії та жири) [2,19-21]. Для забезпечення мікробіологічної безпеки і запобігання інгібуванню анаеробної мікрофлори субстрат подається до пастеризаційного теплообмінника (4), де температура підвищується до 70 °C з витримкою не менше ніж 1 година. Пастеризація забезпечує знешкодження патогенних мікроорганізмів і стабілізує мікробне навантаження на першу реакторну стадію. Після проходження теплової обробки сировина вводиться до кислотогенного реактора типу CSTR (5). У цьому реакторі створюється середовище з контрольованими параметрами pH 5,5–6,0 та температурою 35–38 °C, що сприяє активному гідролізу складних полімерів (білків, ліпідів, полісахаридів) і подальшому кислотогенезу.

Під дією ферментативної мікрофлори білки перетворюються на амінокислоти, жири – на гліцерин та LCFA, вуглеводи – на прості цукри, а кінцевими продуктами стають леткі жирні кислоти (ЛЖК). Понижений pH пригнічує метаногенів і забезпечує акумуляцію значних концентрацій ЛЖК, що є необхідною умовою формування сировини для синтезу ПГА [2,19-21].

Отриманий ферментат надходить до ємності-усереднювача (6), де згладжуються коливання складу, кислотності та концентрації ЛЖК. Це покращує стабільність роботи як ПГА-біореактора, так і метаногенного реактора.

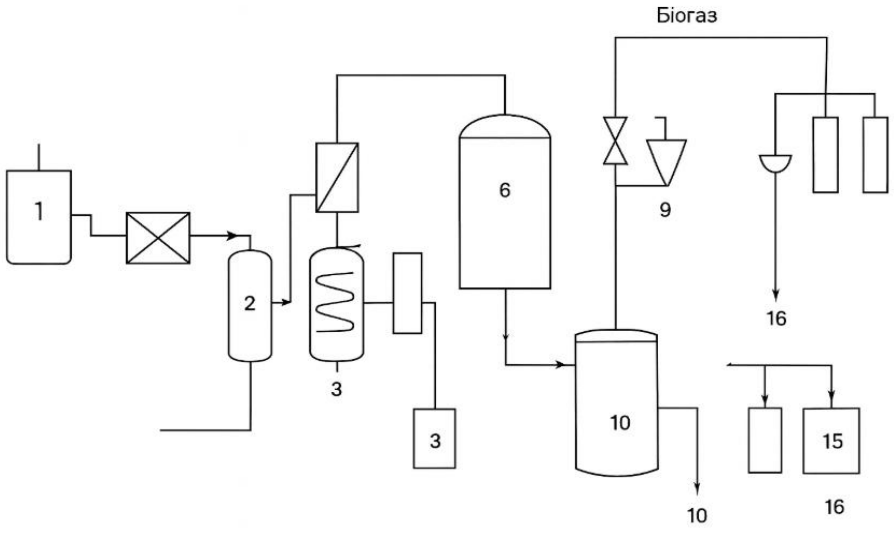


Рисунок 1.7.1. Технологічний схема отримання біогазу та пга в процесі анаеробного зброджування [21] .

1 — приймальний резервуар;
2 — подрібнювач;
3 — гомогенізатор;
4 — теплообмінник пастеризації;
5 — кислотогенний CSTR-реактор;
6 — ємність-усереднювач ферментату;
7 — лінія відбору ЛЖК на біореактор ПГА;
8 — ПГА-біореактор (аеробний);
9 — установка руйнування клітин;
10 — блок очищення та екстракції ПГА;
11 — метаногенний реактор (UASB або CSTR);
12 — система очищення біогазу (H_2S-біофільтр, CO_2-скрубер);
13 — когенераційний модуль;
14 — резервуар для дигестату;
15 — установка зневоднення;
16 — секція компостування твердого залишку.

. Після усереднення потік розділяється: частина подається до ПГА-лінії (7 → 8), де у біореакторі (8) за умов надлишку вуглецю та дефіциту азоту культури Cupriavidus necator або Pseudomonas putida інтенсивно накопичують полігідроксиалканоати (ПГА), формуючи до 60–80 % полімеру у клітинній біомасі [2,19-21].

Після завершення ферментації біомаса спрямовується до установки руйнування клітин (9), де задіюються механічні, хімічні або комбіновані методи лізису. Далі у блоці очищення та екстракції (10) відбувається виділення та очищення полімеру до товарного стану (порошок, гранулят) [2,19-21].

Інша частина ферментату спрямовується до метаногенного реактора (11), де реакційні умови змінюються на нейтральні (pH 7,0–7,2) та забезпечується достатній гідравлічний час утримання 15–25 діб. Завдяки високій концентрації гранульованого мулу UASB-реактора забезпечується ефективна конверсія ЛЖК у біогаз. Метаногенні археї перетворюють залишкові кислоти на метан та CO_2, формуючи біогаз із вмістом CH_4 60–65 %. Потік сирого біогазу надходить до системи очищення (12), де послідовно видаляються H_2S (біофільтр або адсорбер), CO_2 (водяний або мембранний скрубер), а також надлишкова волога. Очищений біометан подається до когенераційного модуля (13), у якому відбувається виробництво електроенергії та тепла. Теплова енергія повертається у контури підігріву CSTR і пастеризації, забезпечуючи енергоефективність замкнутого циклу [2,19-21].

Дигестат із метаногенного реактора надходить у резервуар (14) і далі спрямовується до установки зневоднення (15), де тверда фракція відокремлюється механічним шляхом. Висушена тверда фракція потрапляє у секцію компостування (16), де стабілізується і перетворюється на органо-мінеральне добриво, придатне для аграрного застосування. Рідка фракція може повертатися для корекції вологості субстрату на початковому етапі [2,19-21].

У підсумку інтегрований технологічний процес забезпечує повну та раціональну утилізацію органічних відходів: біогаз (після очищення — біометан) використовується як джерело теплової й електричної енергії, частина летких жирних кислот — як субстрат для біосинтезу ПГА, а стабілізований дигестат — як аграрне добриво. Таким чином формується високоефективна система циркулярної біоконверсії, де максимально

реалізується енергетичний та матеріальний потенціал органічних відходів [2,19-21].

Перехід до двостадійної системи забезпечує просторове розділення фаз, дозволяючи на першій стадії активно розвиватися кислотогенним мікроорганізмам і створювати середовище, несприятливе для метаногенів, тоді як на другій стадії формуються умови для стабільного метаногенезу та глибокої мінералізації органічної речовини. Згідно з дослідженнями Atasoy et al. (2022), Du et al. (2025) та Calabrò et al. (2025), впровадження двостадійної архітектури збільшує вихід ЛЖК у 2,2–3,4 раза, усуває ризик закислення метантенка, підвищує буферну здатність системи та забезпечує можливість паралельного отримання ПГА у промислових кількостях. Саме ці фактори стали визначальними при виборі технологічної схеми для даної магістерської роботи [2,19-21].

На стадії кислотогенезу доцільним є використання реактора типу CSTR, який завдяки інтенсивному перемішуванню та рівномірному розподілу субстрату забезпечує оптимальні умови для гідролізу та утворення летких жирних кислот. Кислотогенна стадія характеризується швидким ростом змішаних груп бактерій, що можуть продукувати нерівномірні метаболічні потоки та створювати локальні мікрозони. Використання CSTR дозволяє уникнути зон застою, забезпечити однорідність pH та температури по всьому об’єму реактора, а також підтримувати стабільну інтенсивність масообміну. Особливо важливим є той факт, що CSTR демонструє найвищу ефективність роботи з гетерогенною сировиною — змішаними харчовими та косметичними відходами, які часто містять тверді включення, емульговані жири, поверхнево-активні речовини, білкові та ліпідні домішки. Дослідження засвідчують, що без інтенсивного перемішування такої сировини спостерігається її стратифікація, що зменшує швидкість гідролізу та спричиняє втрату конверсії [2].

Технологічно CSTR є одним із найбільш керованих реакторів: він дозволяє точно регулювати pH, легко адаптується до різних органічних навантажень, забезпечує короткі гідравлічні часи утримання (3–5 діб), що є оптимальними для формування ЛЖК, а також легко масштабується у промислових умовах [19-21].

Друга стадія процесу реалізується у метаногенному реакторі типу UASB, який характеризується здатністю формувати щільний гранульований мул із високою концентрацією активних метаногенних консорціумів. Така структура дозволяє підтримувати довгий час утримання біомаси (SRT > 60 діб) за короткого гідравлічного часу (12–20 діб), що забезпечує ефективну конверсію ЛЖК у біогаз навіть за умов коливання якості та складу сировини. Гранульована біоплівка створює багатошарову мікросередуу, у якій одночасно функціонують гідрогенотрофні та ацетотрофні археї, що підвищує толерантність системи до токсичних речовин — аміаку, жирних кислот та поверхнево-активних компонентів, часто характерних для косметичної та харчової сировини. Це робить UASB-реактор особливо ефективним для переробки ферментатів після кислотогенезу [2,19-21].

Обґрунтування вибору режимів pH, температури та органічного навантаження ґрунтується на фізіолого-біохімічних особливостях мікроорганізмів, що беруть участь у кислотогенезі та метаногенезі. На стадії кислотогенезу оптимальним є підтримання pH на рівні 5,5–6,0, при якому досягається максимальний вихід летких жирних кислот (ЛЖК), а метаногенез практично повністю пригнічується. Мезофільний температурний режим 35–38 °C забезпечує енергоощадність та стабільність процесу, оскільки у цьому діапазоні гідролітичні й кислотогенні мікроорганізми працюють максимально ефективно, не переходячи у стресовий стан. Гідравлічний час утримання 3–5 діб дозволяє реалізувати повноцінний кислотогенез, але є недостатнім для розвитку та активного функціонування метаногенних архей, що є важливою

передумовою селективного накопичення ЛЖК. За таких умов їх концентрація у ферментаті може досягати 12–25 г/л, що підтверджується дослідженнями Atasoy та співавт. (2022). Ключовою особливістю є те, що при pH нижче 6,0 метаногенез пригнічується на 90–95 %, що дозволяє уникнути втрат вуглецю на метан уже на першій стадії [2,19-21].

На другій стадії, навпаки, необхідно забезпечити умови, сприятливі для метаногенних архей. Оптимальне значення pH становить 6,8–7,2, що відповідає фізіологічним потребам як гідрогенотрофних, так і ацетокластичних метаногенів. Температура в межах 35–38 °C гарантує стабільну роботу гранульованого мулу та мінімізує ризики термічної інгібіції. Органічне навантаження 2–4 кг VS/м³·добу вважається оптимальним для запобігання закисленню та збереження високої продуктивності реактора. У системах типу UASB дуже важливо підтримувати тривалий SRT (> 60 діб), який гарантує стабільність гранул, їх структуру, а також синергію між внутрішніми трофічними групами архей. Такі режими забезпечують вихід метану на рівні 0,45–0,55 м³ CH_4/кг VS, що відповідає показникам найефективніших промислових систем [2,19-21].

Подальше обґрунтування стосується відбору частини ферментату з першої стадії для біосинтезу полігідроксиалканоатів (ПГА). Формування ПГА можливе лише за умов надлишку вуглецевого субстрату та дефіциту макроелементів, зокрема азоту та фосфору. Саме ферментат після кислотогенезу природно характеризується високою концентрацією ЛЖК — оцтової, пропіонової, масляної та валерової кислот — які є придатними попередниками для формування ПГА, ПГБА. Сучасні дослідження підтверджують, що саме ЛЖК анаеробного походження мають оптимальне співвідношення компонентів для високопродуктивного синтезу полімерів, а їх використання суттєво підвищує економічну ефективність біополімерних

процесів. Відбір ЛЖК не лише створює додану вартість, але й зменшує ризик закислення метаногенної стадії, сприяючи стабільності UASB-реактора[2, 21].

Виробництво ПГА можливе лише в аеробних умовах, тому технологічно необхідним є використання окремого аеробного ферментера. ПГА-продуценти потребують точного контролю розчиненого кисню, pH у межах 6,8–7,2 та температури 28–32 °C. Лише в цьому діапазоні можливе чітке розділення фаз росту та фази накопичення полімеру, що дозволяє досягати вмісту ПГА до 70–80 % сухої маси клітини. Окремий ферментер забезпечує можливість роботи як з чистими культурами Cupriavidus necator чи Pseudomonas putida, так і зі змішаними консорціями, що відповідає тенденціям, описаним у сучасних публікаціях Green Chemistry (2025), AMB (2025) та Bioresource Technology (2023) [22,23,24].

Очищення біополімеру вимагає застосування комбінованих технологій руйнування клітин. Використання механічного лізису спільно з органічною екстракцією дає змогу досягати високого виходу полімеру при мінімальному руйнуванні його структури. Перехід на «зелені» органічні розчинники, такі як етилацетат або метилізобутилкетон, дозволяє уникнути застосування токсичних хлорованих систем і значно покращує екологічний профіль виробництва, що особливо важливо у контексті біотехнологічної переробки відходів [2,20-22] .

Система очищення біогазу, сформованого на другій стадії, також потребує окремого обґрунтування. Видалення сірководню у біофільтрі є економічно найвигіднішим та екологічно безпечним методом, оскільки не потребує реагентів і характеризується низькими експлуатаційними витратами. Для видалення CO_2 оптимальними є мембранні та водні скруберні системи, які доступні на українському ринку та дозволяють отримувати біометан із часткою CH_4 понад 96 %. Подальша когенерація забезпечує енергетичну

автономність комплексу, повертає тепло на перші стадії процесу й значно зменшує експлуатаційні витрати [2,20-22].

Завершальний етап включає обробку дигестату. Зневоднений твердий залишок надходить у компостувальну систему, де формується органо-мінеральне добриво.

Економічна ефективність інтегрованої технології підтверджується можливістю отримання до 4000 м³ біогазу на добу, 18–25 г/м^3 ЛЖК та 35–40 кг ПГА при переробці 10 т органічних відходів. Використання власного біогазу для підігріву реакторів робить систему практично енергетично незалежною та зменшує собівартість продукції на 25–30 %. Екологічні переваги охоплюють зниження викидів парникових газів, зменшення навантаження на полігони, отримання повністю біорозкладних полімерів та повернення поживних речовин у ґрунт через застосування дигестату як добрива [2,20-22].

1.8. Практичні аспекти впровадження технології в Україні

Вибір технологічної схеми для інтегрованого процесу переробки органічних відходів із одночасним отриманням біогазу та полігідроксиалканоатів (ПГА) ґрунтується на комплексному аналізі властивостей сировини, мікробіологічних закономірностей анаеробного метаболізму та вимог сучасної біоенергетики й біополімерної промисловості. Органічні відходи харчової, аграрної та косметичної галузей характеризуються високою часткою легкогідролізованих вуглеводів, середнім вмістом білків і ліпідів, а також наявністю емульгаторів та поверхнево-активних речовин, що ускладнює метаболічний баланс мікробних консорціумів. Це визначило необхідність застосування технології, здатної забезпечити ефективний гідроліз складних полімерних структур, стабільне накопичення летких жирних кислот (ЛЖК) та контрольоване перетворення їх у біогаз [25-26].

Провідним інженерним рішенням стало впровадження двостадійної системи анаеробного зброджування типу CSTR–UASB. Такий підхід забезпечує просторове розділення двох критично відмінних за біохімічною природою процесів: ацидогенезу та метаногенезу. Як показують сучасні дослідження розділення фаз дозволяє збільшити вихід ЛЖК у 2–3 рази та підвищити гнучкість системи, що є принципово важливим у випадку інтегрованого виробництва ПГА. У реакторі CSTR створюються умови для інтенсивного гідролізу та кислотогенезу: контрольована температура 36–38 °C, активне перемішування, рівномірний розподіл твердих частинок і можливість точного регулювання pH. Підтримання pH на рівні 5,5–6,0 дозволяє цілеспрямовано пригнічувати метаногенів, що дає змогу накопичувати ЛЖК до концентрації 12–25 г/л. Саме ці кислоти є ключовим проміжним продуктом і цінною платформною речовиною для подальшого біосинтезу полігідроксиалканоатів [25-26].

Друга стадія — UASB-реактор — була обрана з огляду на здатність цього типу біореактора забезпечувати високу стабільність метаногенезу навіть при коливаннях концентрацій ЛЖК на вході. Гранульований мул UASB формує тривимірну біоплівку з високою концентрацією мікробної біомаси (до 60 г/л), що дозволяє забезпечити інтенсивну конверсію ЛЖК у метан при відносно короткого часу гідравлічного навантаження. Таким чином UASB працює як ефективний завершальний етап перетворення органічної речовини у біогаз з вмістом метану 60–65 %, оптимізуючи енергетичний вихід процесу. Система очищення біогазу (видалення H_2S у біофільтрі та CO_2 у скрубері) дозволяє отримати біометан, придатний для когенерації, а утворене тепло повертається у першу стадію для підігріву субстрату, що покращує енергоефективність комплексу [25-26].

Ключовою умовою інтеграції виробництва ПГА в загальну технологічну лінію є можливість вилучення частини ферментату першої стадії.

ЛЖК-потік спрямовується до аеробного ПГА-ферментера, де під контролем співвідношення C:N:P та концентрації розчиненого кисню мікроорганізми Cupriavidus necator, Pseudomonas spp. або змішані консорціуми акумулюють полігідроксиалканоати до 60–80 % від сухої маси клітин. Цей етап неможливо реалізувати в анаеробному середовищі, оскільки синтез ПГА відбувається лише у фазі обмеження елементів живлення за умов надлишку вуглецю. Тому окремий аеробний ферментер є обов'язковою ланкою технології [25-26].

Важливо, що обрана система забезпечує повну утилізацію органічної речовини. Після завершення метаногенезу дигестат надходить у блок зневоднення, де відокремлюється тверда фракція, придатна для подальшого компостування або використання як органо-мінерального добрива. Таким чином реалізується принцип «zero waste», а технологічний цикл перетворюється на замкнений, екологічно безпечний і ресурсоощадний [2,16,26].

Комплексність запропонованої системи підтверджена практичним досвідом українських підприємств — МХП, «Галс Агро», «Біогазенерго», які з 2019–2024 років успішно впроваджують двостадійні схеми та модернізовані метантенки для підвищення виходу біогазу та ефективності переробки органічної сировини. Поєднання CSTR у ролі кислотогенного реактора, UASB як високопродуктивного метаногенного модуля та ПГА-ферментера формує багатопродуктову біоплатформу, яка відповідає тенденціям біорефінерійного виробництва ЄС та США [2, 16,26].

1.9. Формування продуктів анаеробного зброджування

Формування продуктів анаеробного зброджування є комплексним мікробіологічним та хіміко-біологічним процесом, у ході якого органічна сировина трансформується у два ключові продукти — біогаз і леткі жирні кислоти (ЛЖК), що можуть бути конвертовані у полігідроксиалканоати (ПГА). Перерозподіл вуглецевого потоку між цими продуктами визначається

параметрами ферментації, конструкцією реактора та технологічною організацією процесу. У сучасних біорефінерійних системах анаеробне зброджування розглядається не лише як енергетична технологія, а як основа для виробництва екологічних біополімерів, здатних замінити традиційні нафтохімічні матеріали [27].

Біогаз формується внаслідок послідовної діяльності гідролітичних, кислотогенних, ацетогенних та метаногенних мікроорганізмів. На стадії метаногенезу археї родів *Methanosaeta, Methanosarcina, Methanobacterium* перетворюють ацетат, водень, форміат та CO_2 на метан, формуючи типовий склад біогазу з часткою метану 55–70 %. Його теплота згоряння становить 20–25 МДж/м³, що робить біогаз ефективним паливом для когенерації. Сучасні дослідження показують, що оптимізовані анаеробні реактори здатні забезпечувати вихід метану 0,5–0,6 м³ CH_4/кг VS, що є високим показником для харчових та агровідходів [27].

Очищення біогазу визначає можливість перетворення його у біометан. Технології водної або амінної абсорбції, мембранного розділення та біологічного очищення мають різні енергетичні та експлуатаційні характеристики. Мембранні системи, згідно з аналізом 2024–2025 рр., дозволяють досягати чистоти біометану 98–99 %, тоді як біофільтри є найефективнішими для видалення H_2S. Саме комбінація біофільтра та мембранної очистки обрана в нашій технології, оскільки вона забезпечує найнижчу собівартість очищення та відповідає українським умовам доступності обладнання [27].

Паралельно зі створенням біогазу утворюються леткі жирні кислоти — ключові метаболіти кислотогенезу та ацетогенезу. Ацетат, пропіонат, бутірат і валерат становлять основу ЛЖК-фракції, яка може бути безпосередньо

використана для синтезу полігідроксиалканоатів. У дослідженнях підтверджується, що ЛЖК з органічних відходів є одним із найбільш економічно привабливих субстратів для ПГА-синтезу, оскільки вони є природними попередниками ацил-КоА, що включаються у біохімічний шлях формування полімерів [28-29].

Важливим питанням є також технологічний вибір параметрів ферментації, що визначають співвідношення між утворенням ЛЖК та біогазу. На стадії кислотогенезу підтримання pH 5,5–6,0 дозволяє масивно накопичувати ЛЖК, оскільки метаногенез при цьому пригнічується на 90–95 %. Це підтверджено кількома авторитетними дослідженнями, зокрема Atasoy et al. (2022). У нашому проєкті саме такі умови застосовуються у CSTR-реакторі першої стадії. На стадії метаногенезу, де pH має становити 6,8–7,2, передбачено використання UASB-реактора, здатного стабільно працювати при SRT понад 60 діб. Така конструкція дозволяє підтримувати високу концентрацію метаногенів та забезпечує повну конверсію ЛЖК у біогаз [28- 29].

Температурний режим також є ключовим. Мезофільні умови (35–38 °C) забезпечують оптимальну активність як кислотогенних, так і метаногенних мікроорганізмів. У рамках нашої технології вони обрані через їхню енергетичну економність і відсутність ризику термоінгібіції, притаманної термофільним системам. Гідравлічний час утримання 3–5 діб у кислотогенному реакторі забезпечує накопичення 15–20 г/л ЛЖК, тоді як Гідравлічний час утримання 15–25 діб у метаногенному блоці гарантує повну конверсію цих кислот у CH_4 [28-29].

Важливим додатковим технологічним аспектом є вибір способу обробки дигестату. У нашому комплексі дигестат зневоднюється та направляється на

компостування, утворюючи органо-мінеральне добриво. Цей підхід повністю відповідає принципам циркулярної економіки та мінімізує кількість вторинних відходів [28-29].

1.10. Біологічні агенти технлогіїї отримання ПГАта біогазу в процесі анаеробного зброджуання

Мікробіологічна основа інтегрованої системи анаеробного зброджування та біосинтезу полігідроксиалканоатів (ПГА) є ключовим чинником ефективності всього технологічного процесу, оскільки саме мікроорганізми забезпечують повний ланцюг перетворення органічної речовини. Функціонування таких систем базується на послідовній активності декількох трофічних груп мікробів — гідролітичних, ацидогенних, ацетогенних та метаногенних, які забезпечують мінералізацію субстрату до летких жирних кислот (ЛЖК), водню, вуглекислого газу та, за певних умов, метану. Після цього отримані продукти стають вихідними субстратами для спеціалізованих продуцентів ПГА, таких як *Cupriavidus necator* та *Pseudomonas putida*, що формують біополімери із заданими властивостями. Важливою особливістю є те, що кожна група мікроорганізмів функціонує за досить вузького діапазону оптимальних умов, що потребує чіткого розділення стадій у технологічному циклі [30-32].

На першому етапі анаеробного процесу працюють гідролітичні мікроорганізми, які розщеплюють полімерні компоненти органічної сировини на прості мономери. Найхарактернішими представниками є *Clostridium*, *Bacteroides* та *Ruminococcus*. Наприклад, *Clostridium thermocellum* проявляє виняткову целюлолітичну активність, що є надзвичайно важливим при переробці сміттєвих фракцій з високим вмістом рослинних волокон. Ці бактерії оптимально працюють при pH 6,0–7,0 і температурі 30–38 °C, формуючи водорозчинні цукри, амінокислоти та жирні кислоти, які надалі

використовуються наступними трофічними групами. У разі недостатньої активності гідролітиків весь процес зброджування сповільнюється, що підтверджує їх провідну роль у формуванні доступного субстрату [30-32].

Після гідролізу наступає ацидогенна стадія, де факультативно анаеробні мікроорганізми, такі як *Bacillus*, *Lactobacillus* та *Enterobacter*, перетворюють продукти гідролізу на леткі жирні кислоти — оцтову, пропіонову, масляну та інші, а також на етанол, водень і вуглекислий газ. Ацидогени активно ростуть у кислих умовах, найчастіше при pH 5,0–6,0, що пояснює характерне закиснення середовища у кислотогенному реакторі. У харчових відходах, багатих на прості вуглеводи, цей процес відбувається особливо інтенсивно. Саме ацидогени визначають домінуючі типи ЛЖК, які у подальшому використовуються для біосинтезу ПГА, а отже, впливають на співвідношення мономерів у полімерному ланцюзі [30-32].

На ацетогенній стадії формуються синтрофні взаємодії, які забезпечують глибоку мінералізацію проміжних продуктів. Представники родів *Syntrophomonas* і *Syntrophobacter* здатні перетворювати масляну та пропіонову кислоти на ацетат, однак ці реакції термодинамічно можливі лише за умови постійного споживання водню метаногенними археями. Такий синтрофний консорціум є основою стабільності всього анаеробного процесу. Будь-яке зростання парціального тиску водню миттєво інгібує діяльність ацетогенів, що веде до накопичення пропіонату — одного з найтоксичніших метаболітів для метаногенів [30-32].

Фінальна стадія метаболічного ланцюга — метаногенез — здійснюється виключно археями. Найбільш важливими у таких системах є *Methanosaeta* і *Methanosarcina*, що утилізують ацетат, та *Methanobacterium* і *Methanospirillum*, які відновлюють CO_2 до метану за допомогою водню. У гранульованих UASB-

системах *Methanosaeta* формує каркас гранул, забезпечуючи структурованість біомаси та стійкість системи до перевантажень. Метаногени функціонують у дуже вузькому діапазоні pH 7,0–7,2, чутливі до слідів кисню та інгібуючих речовин (аміак, сульфіди), що робить їх особливо нестійкими до коливань умов. Однак саме стабільна робота цієї групи підтримує низький рівень водню, необхідний для функціонування синтрофів [33].

Отримані леткі жирні кислоти можуть бути спрямовані не лише на метаногенез, а й у систему біосинтезу ПГА, що дає змогу отримувати цінні біополімери. Провідним продуцентом коротколанцюгових ПГА є *Cupriavidus necator*, який здатний накопичувати до 80 % полімеру від сухої маси клітини. Цей мікроорганізм росте в умовах помірного аеробіозу при pH 6,8–7,0 та температурі 28–32 °C. Важливо, що *C. necator* здатна ефективно споживати оцтову та пропіонову кислоти — основні продукти кислотогенезу, що робить її надзвичайно придатною для інтегрованих систем. Сторонні компоненти відходів, такі як амінокислоти чи мінеральні солі, не є критичними інгібіторами, що підтверджено сучасними дослідженнями. Саме тому *C. necator* була обрана у даній роботі як базовий продуцент ПГА [33-34].

Іншу важливу роль відіграє *Pseudomonas putida*, яка синтезує ПГА середньої довжини ланцюга (mcl-ПГА) — еластичні, термостійкі та біосумісні полімери, що застосовуються у косметології та біомедицині. *P. putida* добре росте при pH 6,5–7,2 у строго аеробних умовах і характеризується високою стійкістю до масляної та гексанової кислот, що дозволяє переробляти ЛЖК з різним профілем. Завдяки своїй метаболічній пластичності цей вид є ідеальним компонентом змішаних культур, де може працювати паралельно з *C. necator* у різних фазах процесу [33-34].

Інтеграція анаеробного зброджування та біосинтезу ПГА вимагає чіткого розділення стадій через суттєві відмінності оптимальних умов для кожної групи мікроорганізмів. Гідролітики та ацидогени функціонують у слабокислому середовищі, ацетогени та метаногени — у нейтральному, а продуценти ПГА потребують аеробних умов і стабільного pH близького до нейтрального. Саме тому двостадійна система — кислотогенез у першому реакторі та біосинтез ПГА у другому — є технічно та біологічно обґрунтованою. Вона дозволяє цілеспрямовано формувати ЛЖК-профіль на першій стадії та максимально ефективно використовувати його мікроорганізмами-продуцентами на другій, забезпечуючи отримання полімерів з передбачуваними фізико-хімічними властивостями [33-34].

Таблиця. 1.10.1 Основні мікроорганізми, залучені в процесі анаеробного зброджування для отримання біогазу ПГА [30-34].

Мікроорганізм	**Група**	**Основна функція**	**pH**	**Оптимальна температура, °C**	**Особливості**
Clostridium thermocellum	Гідролітики	Розщеплення целюлози	6.0–7.0	30–38	Висока целюлолітична активність
Bacillus spp.	Ацидогени	Утворення масляної кислоти, спиртів	5.0–6.0	30–37	Стійкі до коливань субстрату
Lactobacillus spp.	Ацидогени	Утворення молочної кислоти	4.5–6.0	30–37	Викликають швидке закиснення
Syntrophomonas spp.	Ацетогени	Перетворення масляної	6.8–7.2	30–38	Потребують низького H_2

		кислоти на ацетат			
Methanosaeta spp.	Метаногени	Ацетокластичний метаногенез	7.0–7.2	35–38	Формують гранули UASB
Cupriavidus necator	Продуцент ПГА	PHB синтез	6.8–7.0	28–32	До 80% ПГА в сухій масі
Pseudomonas putida	Продуцент ПГА	Синтез mcl-ПГА	6.5–7.2	28–30	Стійкість до ЛЖК

1.11. Потенціал комплексного використання продуктів анаеробного зброджування

Інтеграція процесів анаеробного зброджування для виробництва біогазу з біотехнологіями отримання полігідроксиалканоатів (ПГА) дозволяє реалізувати чітко структуровану систему переробки харчових і аграрних відходів, у якій леткі жирні кислоти (ЛЖК) стають цінною сировиною для двох технологічних напрямів — метаногенезу та біополімерного синтезу. Такий підхід забезпечує подвійне використання ферментату, мінімізує втрати органічного вуглецю та підвищує загальний вихід цільових продуктів [30-34].

На першій стадії кислотогенезу у CSTR формуються ЛЖК, концентрація яких у ферментаті зазвичай становить 18–35 г/л, причому домінують оцтова (45–60 %), масляна (20–25 %) та пропіонова кислоти (10–18 %). Саме таке співвідношення є найбільш придатним для подальшого біосинтезу ПГА, оскільки *Cupriavidus necator* ефективно споживає оцтову і пропіонову кислоти, а *Pseudomonas putida* — масляну та гексанову. У сучасних дослідженнях показано, що оптимальний відбір становить 25–40 % від загального об’єму ферментату, тоді як залишок надходить у метаногенний реактор. Цей обсяг є достатнім для формування стабільного біополімерного виробництва без критичного зменшення виходу біогазу [30-34].

Зменшення кислотного навантаження після часткового відбору ЛЖК позитивно впливає на роботу метаногенних архей. Пропіонат вище 4 г/л інгібує *Methanosaeta* та *Methanosarcina*, тоді як відбір частини ферментату знижує його концентрацію до безпечного рівня (2–2,8 г/дм^3), що дозволяє підтримувати нормальну швидкість метаногенезу. При відборі до 40 % ЛЖК енергетичний вихід метану залишається стабільним і становить 0,32–0,35 м³ CH_4/кг ХСК, що повністю відповідає показникам промислових метантенків [30-34].

З інженерної точки зору інтеграція процесів дозволяє оптимізувати тепловий баланс ешелонованої системи. Когенераційна установка, що працює на біогазі, продукує близько 45–55 % теплової енергії від нижчої теплоти згоряння метану**,** з яких 30–35 % може бути повернуто для підігріву CSTR до робочих 35–38 °C. У дослідженні розраховано, що впровадження теплообмінників із рекуперацією дозволяє знизити зовнішні витрати на енергію на 18–25 %**,** а в зимовий період — до 30 %**,** що має особливе значення для умов України [30-34].

Перенаправлена частина ЛЖК ферментату використовується у біореакторах для синтезу ПГА. *Cupriavidus necator* при концентрації ЛЖК 4–12 г/л забезпечує накопичення PHB до 65–80 % сухої маси клітини, причому найвищий показник досягається при співвідношенні ацетат:пропіонат = 4:1**.** У свою чергу, *Pseudomonas putida* формує молекули ПГА при подачі масляної кислоти у межах 2–6 г/дм^3, забезпечуючи вихід полімеру приблизно 25–40 % сухої маси. Саме ці два види мікроорганізмів було відібрано як ключові для інтегрованої системи, оскільки вони оптимально споживають ЛЖК, характерні для ферментату харчових і аграрних відходів [30-34].

Конкретизація властивостей ПГА, що утворюються, є важливою для їх подальшого застосування. PHB, синтезований *C. necator*, характеризується високою жорсткістю, температурою плавлення 170–178 °C **і** повністю

біорозкладний у ґрунті за 6–12 місяців. mcl-ПГА від *P. putida*, навпаки, має еластичність (розтягнення до 200–350 %), низьку температуру плавлення **(**40–60 °C**)** і високу гідрофільність, завдяки чому є цінним компонентом для косметичних емульсій, гідрогелів та гнучких плівкових матеріалів [30-34].

Отже, інтегрована система, розроблена в цій роботі, демонструє реальну технічну ефективність та можливість промислового впровадження в Україні. Вона забезпечує стабільну роботу метаногенного реактора, одночасно створюючи умови для виробництва ПГА з відходів із прогнозованими властивостями. Такий підхід підвищує економічну рентабельність переробки органічної сировини, зменшує залежність від нафтохімічних полімерів і відповідає сучасним технологічним вимогам сталого виробництва [30-34].

РОЗДІЛ 2.БІОТЕХНОЛОГІЧНІ ПРОЦЕСИ ОДЕРЖАННЯ БІОГАЗУ ТА ПОЛІГІДРОКСИАЛКАНОАТІВ З ОРГАНІЧНИХ ВІДХОДІВ

2.1 Біохімічні процеси анаеробного зброджування

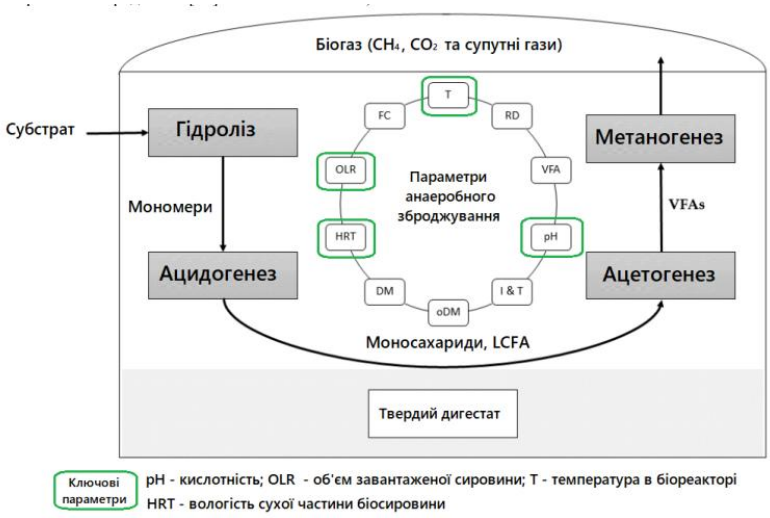


Рисунок 2.1.1. Біохімічні процеси анаеробного зброджування [35].

Анаеробне зброджування органічних відходів являє собою багаторівневу мікробіологічну систему, у якій біохімічні перетворення полімерних сполук відбуваються через послідовно пов’язані етапи гідролізу, кислотогенезу,

ацетогенезу та метаногенезу. Сукупність цих процесів формує цілісний метаболічний каскад, що забезпечує повну мінералізацію органічних речовин до діоксиду вуглецю та метану. Ефективність кожної стадії визначається складом мікробних популяцій, активністю відповідних ферментних систем та термодинамічними умовами, які регулюють рівновагу реакцій. Усі процеси у анаеробному біореакторі є взаємозалежними, і будь-які зміни у функціонуванні однієї групи мікроорганізмів відображаються на подальших етапах [36-38] .

$$(C_6H_{10}O_5)_n + nH_2O \rightarrow nC_6H_{12}O_6 \qquad (2.1)$$

На стадії гідролізу відбувається розщеплення складних високомолекулярних органічних полімерів — целюлози, геміцелюлози, білків та ліпідів — до низькомолекулярних сполук, здатних до подальшого метаболізму. Гідролітичні бактерії родів *Clostridium*, *Bacteroides*, *Ruminococcus* синтезують широкий спектр ферментів: ендоглюканази, екзоглюканази, целобіогідролази, β-глюкозидази, протеази та ліпази [38-39].

Целюлозні волокна, що є найпоширенішим структурним компонентом рослинної біомаси, деполімеризуються за реакцією у результаті якої утворюється глюкоза — основний субстрат для наступних стадій. Білки гідролізуються до амінокислот, а ліпіди — до гліцеролу і довголанцюгових жирних кислот, які можуть інгібувати подальші етапи у разі їх надмірного накопичення. Гідроліз зазвичай є швидкість-обмежувальною стадією, оскільки вимагає функціонування позаклітинних ферментів та є залежним від структури субстрату, його доступності для клітин та умов середовища [38-39]

.

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3COOH + 2CO_2 + 4H_2 \qquad (1.2)$$

Кислотогенез — друга стадія процесу — полягає у перетворенні моносахаридів, амінокислот та продуктів гідролізу на леткі жирні кислоти

(ЛЖК), етанол, лактат, CO_2 та водень. Ацидогенні бактерії (зокрема представники родів *Bacillus*, *Lactobacillus*, *Enterobacter*, *Clostridium*) використовують різні гліколітичні шляхи, серед яких домінують EMP-шлях (Ембдена–Мейєргофа–Парнаса), ентнер–дудорофовий шлях та пентозофосфатний цикл. Загальний гліколіз глюкози завершується утворенням піровату, який далі трансформується у широкий спектр продуктів. Основні реакції кислотогенезу включають ферментативне утворення оцтової, масляної кислоти, та пропіонової кислоти, що формується через сукцинатний цикл [39]:

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow CH_3CH_2CH_2COOH + 2CO_2 + 2H_2 \quad (1.4)$$

$$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COOH + 2H_2O. \quad (1.3)$$

Співвідношення утворених кислот залежить від типу субстрату та умов ферментації. У ферментаті органічних відходів зазвичай домінують оцтова (40–60 %), масляна (20–25 %) та пропіонова (10–18 %) кислоти. Зростання частки пропіонату є негативним чинником, оскільки він пригнічує синтрофні та метаногенні організми [39].

Ацетогенез є термодинамічно найчутливішою стадією процесу. Синтрофні ацетогени (*Syntrophomonas*, *Syntrophobacter*) окиснюють масляну та пропіонову кислоти до ацетату, але ці реакції можливі лише за умови, що метаногенні археї ефективно споживають водень, підтримуючи його парціальний тиск на рівні 10^{-4}–10^{-5} атм. Перетворення масляної кислоти описується рівнянням [39]:

$$CH_3CH_2CH_2COOH + 2H_2O \rightarrow 2CH_3COOH + 2H_2 \quad (1.5)$$

пропіонової:

$$CH_3CH_2COOH + 3H_2O \rightarrow CH_3COOH + HCO_3^- + 3H_2 \quad (1.6)$$

Синтрофія між ацетогенами та метаногенами є прикладом зворотного окиснення жирних кислот, яке є термодинамічно невигідним без одночасного споживання H_2 метаногенами. Таким чином, ацетогенез залежить не лише від мікробного складу, але й від кінетики метаногенезу [38-39].

Метаногенез, останній етап анаеробного зброджування, здійснюється виключно археями родів *Methanosaeta*, *Methanosarcina*, *Methanobacterium* та *Methanospirillum*. Існує два основні шляхи метаногенезу: ацетокластичний та водневотрофний. Ацетокластичний шлях, характерний для *Methanosaeta* та *Methanosarcina*, передбачає розщеплення ацетату [38-39]:

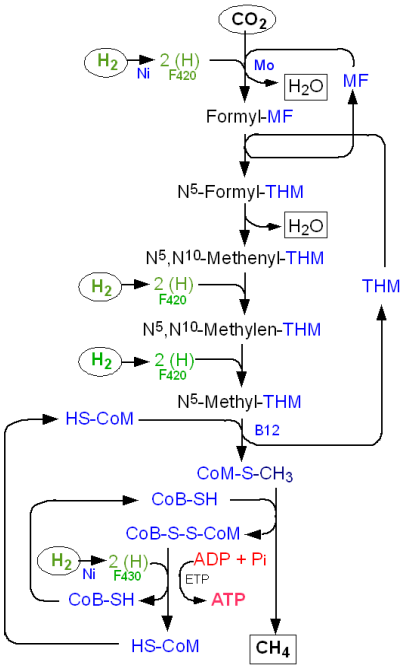


Рисунок2.1.1. Ацетокластичний шлях метаногенезу [36].

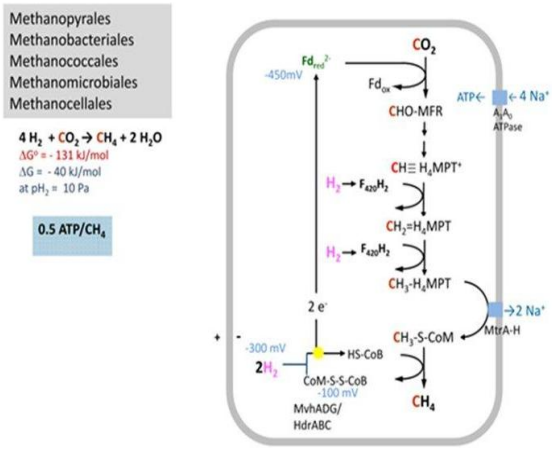


Рисунок 2.1.2. Водневотрофний шлях, що домінує у архей *Methanobacterium*, [37]

2.2.Біохімічні процеси синтезу полігідроксиалканоатів (ПГА)

Біосинтез полігідроксиалканоатів (ПГА) є природним адаптаційним механізмом багатьох прокаріотичних організмів, які за умов надлишку джерел вуглецю та одночасного дефіциту основних елементів живлення (азоту, фосфору, магнію або кисню) починають формувати внутрішньоклітинні поліестерні гранули. ПГА виступають резервними молекулами, що забезпечують накопичення відновлювального еквівалента та вуглецевого скелету, необхідного для виживання бактерій при стресових умовах. Найбільш вивченими продуцентами ПГА є бактерії *Cupriavidus necator*, *Pseudomonas putida*, *Pseudomonas fluorescens*, *Bacillus megaterium* та фототрофні організми, такі як *Rhodospirillum rubrum*. Біохімічні шляхи синтезу ПГА поділяють залежно від довжини вуглецевого ланцюга продуктів: коротколанцюгові (scl-ПГА), середньоланцюгові (mcl-ПГА) та довголанцюгові полімери [41].

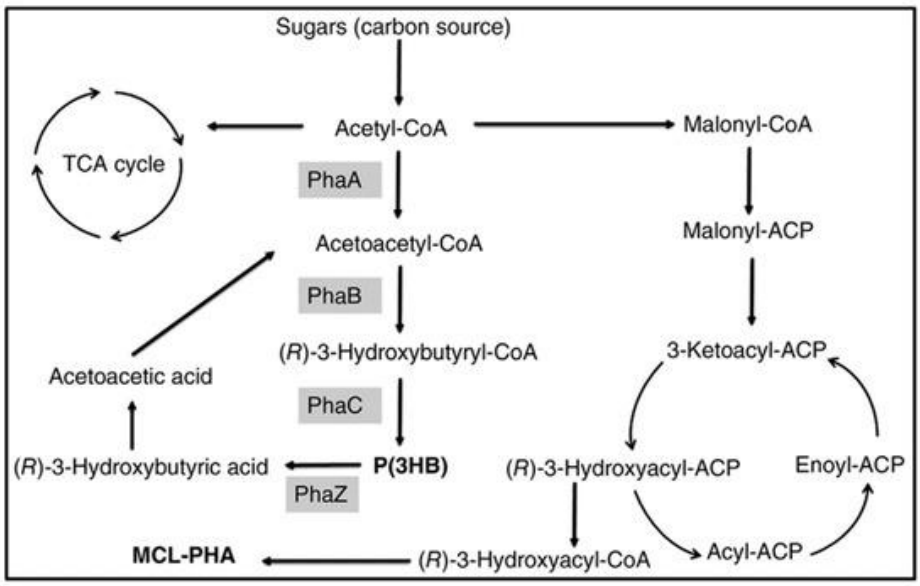


Рисунок 2.2.1. Схема біохімічний шляхи синтезу середньоланцюгових ПГА

У промислово орієнтованих біотехнологічних процесах основний акцент робиться на синтезі ПГБ, ПГБА та mcl-ПГА, які є особливо цінними з погляду матеріалознавства, біосумісності та біорозкладаності [41].

На біохімічному рівні синтез ПГА у бактерій *Cupriavidus necator* базується на трьох ферментативно каталітичних реакціях, що формують шлях перетворення ацетил-КоА у полі(3-гідроксибутират) (ПГБ). Першим етапом є конденсація двох молекул ацетил-КоА за участю ферменту β-кетотіолази (ПГАА), у результаті чого формується ацетоацетил-КоА [42]:

$$2CH_3CO-SCoA \rightarrow CH_3COCH_2-SCoA + CoA-SH. \qquad (2.1)$$

Ця реакція є ключовим регуляторним етапом, оскільки її швидкість залежить від співвідношення ацетил-КоА та CoA-SH, а також від загального рівня відновлювальних еквівалентів у клітині. Другим етапом є відновлення ацетоацетил-КоА до 3-гідроксибутирил-КоА під дією NADH-залежної редуктази [42]:

$$CH_3COCH_2-SCoA + NADH + H^+ \rightarrow CH_3CH(OH)CH_2-SCoA + NAD^- \qquad (2.2)$$

Цей етап визначає стереоспецифічність утворених мономерів, а отже — фізико-механічні властивості полімеру. Третім етапом є полімеризація 3-гідроксибутирил-КоА за участю ПГА-синтази, внаслідок чого утворюється полімер [42]:

$$nCH_3CH(OH)CH_2-SCoA \rightarrow (C_4H_6O_2)_n + nCoA-SH. \qquad (2.3)$$

Таким чином формуються гранули PHB, які можуть становити до 80 % маси сухої клітини. За умов доступності пропіонової кислоти або валеріату *C.*

necator синтезує сополімер PHBV, що має кращу еластичність та ударну міцність, ніж чистий PHB [42].

На відміну від *C. necator*, бактерії роду *Pseudomonas* синтезують середньоланцюгові ПГА (mcl-ПГА) через β-окисний та de novo ліпідний шляхи. У mcl-ПГА мономери мають ланцюги довжиною C6–C14, що забезпечує еластичність та низьку температуру плавлення полімеру. Основною сировиною для *Pseudomonas putida* є леткі жирні кислоти ферментату, такі як масляна, гексанова та гептанова кислоти. На першому етапі жирні кислоти активуються до ацил-КоА під дією ацил-КоА-синтетази [41-42]:

$$R{-}COOH + ATP + CoA{-}SH \rightarrow R{-}CO{-}SCoA + AMP + PP_i. \quad (2.4)$$

Після цього вони вступають у β-окисний цикл, де послідовно дегідрогенізуються, гідратуються та знову дегідрогенізуються, утворюючи 3-гідроксіацильні проміжні сполуки, які під дією ПГА-синтази включаються до складу полімерного ланцюга. Регуляція цього шляху залежить від наявності NADH та $FADH_2$, концентрації кисню (оскільки *Pseudomonas* — факультативні анаероби) та обмеження азоту, фосфору або заліза. Фінальний полімер накопичується у вигляді гранул, які створюються за рахунок дії білків-фафінів, що формують каркас навколо частинок ПГА і регулюють їх розмір [41-42].

Фототрофні організми, такі як *Rhodospirillum rubrum*, мають альтернативний метаболічний шлях синтезу ПГА, що поєднує асиміляцію CO_2 з конверсією ЛЖК. За умов освітлення та обмеження азоту вони здатні одночасно проводити фотосинтез і акумулювати ПГА, що робить їх привабливими для комбінованих біореакторів зі світлопроникними стінками.

Вони використовують не тільки ацетил-КоА, але й пропіоніл-КоА та інші проміжні продукти циклу Кребса, що дозволяє створювати полімери зі змінним складом [42].

Важливим фактором у біосинтезі ПГА є регуляція метаболічних потоків. Під час надлишку вуглецевих джерел у клітині підвищується концентрація ацетил-КоА, NADH та АТФ, що сигналізує про енергетичний дисбаланс. Бактерії компенсують це шляхом перенаправлення метаболізму у бік анаболічних процесів, зокрема синтезу ПГА, який слугує механізмом депонування надлишкової енергії. Одночасно обмеження азоту уповільнює синтез білків, зменшуючи клітинний поділ та спрямовуючи ресурси на накопичення полімерів. У промислових системах цей ефект посилюють штучно, встановлюючи високий C:N > 40–80 [41-42].

Синтез ПГА з ЛЖК, які отримані у результаті кислотогенезу першої стадії, розглядається сучасними дослідженнями як оптимальна стратегія переробки органічних відходів. Використання ферментату дозволяє уникнути вартості очищення субстрату та забезпечує стабільне живлення бактерій. Вміст масляної та оцтової кислот у ферментаті визначає склад та властивості полімеру: переважання ацетату призводить до утворення PHB, тоді як збільшення масляної кислоти стимулює синтез еластичних молекулярних-ПГА [41-42]. Таким чином, біохімічні процеси синтезу ПГА є комплексною сукупністю ферментативних реакцій, регуляторних механізмів та метаболічних потоків, що дозволяють бактеріям ефективно накопичувати поліестери як внутрішньоклітинні резерви. Інтеграція цього процесу із системою анаеробного зброджування відкриває можливість створення замкнених виробничих платформ, де продукти одного метаболічного етапу слугують сировиною для іншого, формуючи високоефективну біотехнологічну систему [41-42].

РОЗДІЛ 3. ТЕХНОЛОГІЯ КОМПЛЕКСНОГО ОТРИМАННЯ ПРОДУКТІВ АНАЕРОБНОГО ЗБРОДЖУВАННЯ: БІОГАЗУ ТА ПОЛІГІДРОКСИАЛКАНОАТІВ

3.1 Характеристика сировини та напівпродуктів комплексного виробництва біогазу та полігідроксиалканоатів

Таблиця 3.1 – Характеристика сировини та матеріалів

Найменування	Категорія та номер НТД	Показники (розширені)	Примітка
ОСНОВНА СИРОВИНА			
Органічні харчові відходи	Технологічний регламент ТР-ОФВ-2024	Початкова вологість 70–85% Після стабілізації: 75–80% Розмір частинок після подрібнення: 5–10 мм Вміст сухих речовин після гомогенізації 8–12% Наявність домішок (скло, метал, пластик) ≤0,5% Органічність відходів ≥90% • Питома щільність суспензії 950–1050 кг/м³	Основний субстрат для CSTR
Жировмісні емульсії та косметичні залишки	ТР-ЕЖК-2023	Масова частка жирів 15–40% Вміст емульгаторів: до 3% Потенційні інгібітори: <0,02% ХімКБ (хімічне біоспоживання): 20–40 г O_2/л Легкогідролізовані жири ≥60%	Підвищення концентрації вуглецю у потоці
ДОПОМІЖНА СИРОВИНА			
Технічна вода	ДСТУ 7525:2014; ISO 3696	Жорсткість ≤7 ммоль/дм³ Завислі речовини <1,5 мг/дм³ pH 6,5–7,5 Електропровідність ≤150 μS/см Хлор залишковий 0,3–0,5 мг/дм³	Корекція вологості, промивка систем

Пара	ТР-Пара-2022	Температура насиченої пари 115–125°C Тиск пари: 0,2–0,6 МПа Відсутність корозійно-активних домішок	Використовується для пастеризації
Гаряча вода	ТР-ГВ-2021	Температура 60°C Температурна стабільність ±1°C	Підігрів ферментаційних контурів
NaOH (натрій гідроксид)	ТУ У 24.1-33129863-002:2010; ДСТУ ISO 979	NaOH ≥45% Na_2CO_3 ≤0,2% NaCl ≤0,01% Метали ≤10 мг/кг Лужність ≥98%	Корекція pH у кислотогенезі
H_2SO_4 (сульфатна кислота)	ДСТУ ГОСТ 2184:2018	H_2SO_4 ≥92,5% Домішки: Fe ≤0,002%; SO_3 ≤0,05%	Підкислення субстрату
Поживні солі для ПГА-продуцентів	ISO 8128; МУ з мікробіології	NH_4Cl ≥99% KH_2PO_4 ≥99% $MgSO_4 \cdot 7H_2O$ ≥99% Відсутність контамінантів Осмотичний тиск середовища – стабільний	Живильне середовище для ферментації
Мікроорганізми-продуценти ПГА	Штамовий паспорт; АТСС	Життєздатність >95% Контамінація <0,1% Стабільність продуктивності ≥90% Оптимальна температура росту 28–32°C	Посівний матеріал
НАПІВПРОДУКТИ			

Ферментат після CSTR	ТР-СБР-2024	pH 5,5–6,0 Концентрація ЛЖК 10–25 г/л Ацетат/пропіонат/бутират – співвідношення 3:1:1 Наявність LCFA – непроблемна Температура 35–38°C	Сировина для ПГА і метаногенезу
Потік для ПГА	ТР-ПГА-2024	ЛЖК 15–25 г/л Азот <50 мг/л (N-обмеження) Коефіцієнт C/N ≥40 Відсутність токсичних інгібіторів для ПГА-синтаз	Завантаження біореактора
Біомаса з ПГА	ISO 1133; ISO 527	ПГА 60–80% сухої маси Зольність ≤1% Однорідність гранул ≥95% Вологість ≤5%	Проміжний продукт перед екстракцією
Сирий біогаз	ДСТУ 8607:2015	CH_4: 60–65% CO_2: 30–35% H_2S: 50–5000 ppm NH_3: слідові концентрації Вода: насичена	Потребує очищення

3.2. Опис технологічного процесу отримання біогазу та ПГА в процесі анаеробного зброджування

ДР 1. Підготовка технологічного повітря

Технологічне повітря використовується в системі виробництва біогазу для пневматичного витіснення газу з газгольдера гнучкого типу, який забезпечує стабілізацію тиску біогазу перед його подачею на етап очищення. Підготовка повітря включає очищення від механічних домішок, часткове осушення та компресування для створення необхідного робочого тиску в повітропроводах і запірній арматурі [44].

ДР 1.1. Забір атмосферного повітря

Забір повітря здійснюється через виносні приймальні труби, встановлені на висоті 4–6 м над рівнем землі, що дозволяє зменшити потрапляння пилу, аерозолів та інших наземних забруднень[44].

ДР 1.2. Двоетапне фільтрування повітря

Очищення повітря виконується в два послідовні етапи. На першому етапі повітря проходить через багатошарові металеві сітки, де утримуються частинки розміром 5–10 мкм. На другому етапі використовується волокнистий фільтр із матеріалу ФВНР, який затримує дрібні частинки діаметром понад 1–1,8 мкм з ефективністю до 98 %. Після фільтрації контролюється ефективність очищення та стан фільтрувальних елементів [44].

ДР 1.3. Компресування та кондиціонування повітря

Для створення необхідного тиску застосовуються повітродувки продуктивністю 2–190 м³/хв, що забезпечують стискання повітря до 5 кПа. Під час стискання повітря нагрівається, тому для його осушення проводять охолодження до 20 °С, внаслідок чого надлишкова волога конденсується та відводиться. На цій стадії постійно контролюються параметри повітря — температура, вологість і стабільність тиску — з метою забезпечення коректної роботи системи пневмовитіснення та рівномірної подачі повітря в газгольдер [44].

ДР 2. Підготовка реагентів для корекції pH.

ДР 2.1. Приготування лужного розчину NaOH

Лужний реагент готують у змішувальному реакторі РЗ-1, у якому передбачена система інтенсивного перемішування та захищений завантажувальний люк для внесення твердої сировини. Гранульований натрій гідроксид уводять у реактор у кількості, необхідній для отримання 10% робочого розчину. Після завантаження NaOH включається мішалка, яка забезпечує рівномірне розчинення гранул та запобігає локальному

перегріву реакційної маси. Температура контролюється термопарою, оскільки розчинення NaOH є екзотермічним процесом [45-46]

Після повного розчинення проводиться контроль концентрації методом титрування або за питомою провідністю. Готовий реагент перекачується у робочу ємність, де під'єднаний до насосів-дозаторів, які забезпечують точне введення лужного розчину в кислотогенний реактор. Перед запуском лінії перевіряється герметичність трубопроводів, працездатність дозаторів та правильність сигналу з pH-датчика [45-46].

ДР 2.2. Приготування кислотного розчину H_2SO_4

Кислотний реагент готують у хімічній ємності ХБ-2, що обладнана захисним кожухом, кислотостійкою мішалкою та системою вентиляції. У ємність подають технічну сірчану кислоту, яку розводять до 5% робочого розчину. Розведення проводиться шляхом додавання кислоти до води (а не навпаки), що гарантує безпечний тепловий режим і виключає розбризкування [45 – 46].

Після завершення змішування проводиться лабораторний контроль концентрації та перевірка однорідності. Робочий розчин перекачується у накопичувальну ємність та підключається до насосів-дозаторів, які здійснюють подачу кислоти у CSTR за сигналом pH-датчика. Додатково перевіряється стійкість шлангів до кислотного середовища, герметичність фітингів та коректність калібрування датчика pH [45-46].

ДР 3. Підготовка посівного матеріалу

ДР 3.1. Підготовка поживного середовища

Для культивування Cupriavidus necator та Pseudomonas putida готують стерильне поживне середовище на основі Modified Mineral Salt Medium (MSM), яке містить усі необхідні мінеральні компоненти для росту

бактерій. До складу MSM входять джерела азоту (NH_4Cl або $NaNO_3$, у випадку C. necator — в обмеженій кількості для подальшої індукції синтезу ПГА), фосфатні солі K_2HPO_4 та KH_2PO_4, що виконують роль буферної системи та забезпечують клітини фосфором, солі магнію і сірки ($MgSO_4 \cdot 7H_2O$), а також мікроелементи — Fe, Mn, Zn, Cu, Co та Mo, необхідні для роботи ферментативних систем і дихальних ланцюгів. Джерело вуглецю (глюкоза, гліцерин або леткі жирні кислоти) додається окремо відповідно до задачі культивування [47].

Усі компоненти середовища розчиняють у демінералізованій воді, коригують pH до 6,8–7,2 та проводять стерилізацію автоклавуванням або фільтрацією для термолабільних добавок. Після охолодження до температури не вище 30 °C середовище розливають у стерильні колби Ерленмейєра. На цьому етапі контролюють коректність рецептури, pH, повне розчинення солей та стерильність готового середовища. Результатом стадії є повністю підготовлене, стерильне мінеральне середовище MSM з доданим джерелом вуглецю, готове до інокуляції культур *C. necator* або *P. Putida* [47].

ДР 3.2. Вирощування культур у колбах

На етапі ДР 3.2 здійснюється початкове вирощування мікроорганізмів у стерильних умовах для отримання активної чистої культури з необхідними фізіологічними характеристиками. Мікроорганізми Cupriavidus necator та Pseudomonas putida беруться з ліофілізованих колекційних зразків, після чого реанімуються на мінеральному поживному середовищі, адаптованому до їх аеробного типу метаболізму та здатності засвоювати леткі жирні кислоти або гліцерин [48].

Стерильне рідке середовище розливають у колби Ерленмейєра об’ємом 1–2 л і встановлюють на орбітальний шейкер зі швидкістю 150–220 об/хв для забезпечення інтенсивного перемішування та достатньої аерації, необхідної для росту обох штамів. Температуру підтримують у межах 30–35 °C відповідно до оптимуму розвитку клітин. Тривалість культивування становить 18–36 год і залежить від швидкості наростання біомаси та досягнення стабільної щільності культури [48].

Під час росту контролюють оптичну густину (OD600), pH середовища, морфологію клітин під мікроскопом та відсутність сторонньої мікрофлори. Посівна культура вважається готовою після досягнення OD600 ≥ 1,0–1,5 та стабільного фізіологічного стану клітин. Після цього культура перекачується у стерильний резервуар і використовується для інокуляції інокулятора наступної стадії. ДР 3.3. Масштабування біомаси в інокуляторі [48].

ДР 3.2. Вирощування в інокуляторі

На етапі ДР 3.3 культура, вирощена у колбах, подається в інокулятор — сталевий біореактор об’ємом 500 л із системою рециркуляційного перемішування, теплообмінною рубашкою та автоматизованим контролем параметрів. Для вирощування Cupriavidus necator та Pseudomonas putida інокулятор працює в аеробному режимі, а до нього завантажують стерильне мінерально-вуглецеве середовище з визначеною концентрацією ЛЖК, глюкози або гліцерину залежно від типу середовища, що буде застосоване в ПГА-блоці. Інокулювання здійснюють у кількості 5–10 % від робочого об’єму[48].

Під час культивування підтримують температуру 30–37 °C, pH 6,8–7,2 з автоматичним дозуванням реагентів, інтенсивність перемішування 80–150 об/хв та достатній рівень аерації для стабільного росту клітин. Контролюють концентрацію джерела вуглецю та динаміку росту біомаси. Тривалість стадії становить 12–24 год, до моменту досягнення експоненційної або ранньої стаціонарної фази. Оптична густина при 600 нм (OD_{600}) ≥ 5–8 або концентрація летких завислих речовин (ЗР) ≥ 8–12 г/дм^3 [48].

Після досягнення зазначених параметрів отриманий посівний матеріал стерильно перекачується насосним блоком у робочі реактори технологічної лінії, забезпечуючи швидку адаптацію мікроорганізмів та скорочення часу виходу системи на стабільний режим роботи. [48].

ДР 4. Підготовка технічної пари на технічні потреби

Технічна пара формується у модульному парогенераторі ПГ-1, куди з живильного бака (2) подається підготовлена вода за допомогою підживлювального насоса НП-2. Парогенератор працює за принципом миттєвого випаровування у трубчастому теплообмінному контурі та оснащений датчиками тиску РТ-3 і температури ТТ-4, що забезпечують автоматичне підтримання параметрів пари. Утворена пара з робочим тиском 0,4–0,6 МПа та температурою 150–170 °C надходить у розподільний колектор ПК-5 і подається до стерилізаційних контурів та теплообмінників реакторів [45].

Конденсат відводиться через конденсатовідвідники КО-6 і повертається у конденсатний бак (4). Стабільність тиску, температури та подачі води контролюється автоматично, що забезпечує безперервне надходження пари до технологічних споживачів [45].

ТП5. Підготовка відходів

ТП5.1. Приймання органічних відходів у приймальний резервуар

На ТП 5.1 органічні харчові відходи, а також жировмісні фракції та залишки від косметичного виробництва надходять у приймальний резервуар (1), який обладнаний системою механічного завантаження та мішалкою для запобігання осіданню твердих частинок. На цьому етапі забезпечується безперервний прийом сировини з транспортних ємностей або з ліній попереднього збору. Конструкція резервуара передбачає решітки або кошики для грубого вилучення великих сторонніх предметів (пластик, метал, скло), що можуть пошкодити подальше обладнання. Усередині резервуара встановлено датчики рівня, що дозволяють підтримувати стабільний об’єм завантаження та організувати рівномірну подачу на наступну стадію. Проводиться технологічний контроль: визначають рівень заповнення резервуара, орієнтовну вологість та візуальну однорідність сировини, а також перевіряють відсутність великих сторонніх домішок, які необхідно вилучати вручну [50-52] .

ТП 5.2. Первинне очищення від сторонніх домішок і стабілізація вологості

На ТП 5.2 у верхній частині приймального резервуара або в окремому вузлі механічного очищення відбувається більш тонке видалення сторонніх домішок – полімерної плівки, шматків пластику, металевих включень, фрагментів скла. Для цього застосовують механічні сита, магнітні уловлювачі та, за потреби, гідросепарацію. Одночасно здійснюється корекція вологості шляхом додавання технічної води до досягнення цільового рівня, необхідного для подальшого перекачування та ферментації. Стабілізація вологості спрямована на отримання потоку з відносно постійною концентрацією сухих речовин, що важливо для стабільної роботи подрібнювача і реакторів. Проводиться технологічний

контроль: відбирають проби для орієнтовного визначення сухих речовин, реєструють об’єм доданої води, контролюють відсутність небезпечних домішок (скло, метал) у подальшому потоці [50-52].

ТП 5.3. Подрібнення органічної маси до необхідної фракції

На ТП 5.3 органічний субстрат із приймального резервуара за допомогою шнекового живильника ШП-7 подається у молоткову дробарку МД-8, яка забезпечує стабільне подрібнення матеріалу до фракції 5–10 мм. Дробарка МД-8 являє собою роторний агрегат ударної дії з горизонтальним розташуванням валу, на якому закріплені молотки з легованої сталі. Корпус дробарки оснащений бронеплитами для захисту внутрішніх поверхонь та завантажувальним бункером із шиберною заслінкою, що регулює рівномірність подачі сировини [50-52].

Під час роботи вал дробарки обертається з частотою 1200–1500 об/хв, створюючи ударно-зсувний вплив на частинки сировини. У нижній частині апарата встановлено фільтр із діаметром комірок 10 мм, який забезпечує відбір фракції необхідного розміру та запобігає проходженню великих фрагментів. Частинки, що не відповідають заданій фракції, автоматично повертаються на додаткове подрібнення по внутрішній циркуляційній петлі дробарки [50-52] .

Для запобігання перевантаженню МД-8 обладнана системою аварійного відключення, яка реагує на перевищення струмового навантаження двигуна понад допустиму норму. Крім того, використовується автоматична система захисту від потрапляння сторонніх предметів — магнітний уловлювач, встановлений перед завантажувальним бункером, що затримує металеві включення і запобігає виходу з ладу ножів та молотків [50-52].

Проводиться технологічний контроль гранулометричного складу, який може здійснюватися візуально або методом ситового аналізу.

Контролюється також рівномірність подачі сировини, відсутність вібрацій та сторонніх шумів під час роботи дробарки, а також температура корпуса, що не повинна перевищувати 50–60 °C для уникнення термічного пошкодження органічних компонентів. Отримана фракція 5–10 мм транспортується шнековим конвеєром у наступний апарат — гомогенізатор[50-52] .

ТП 5.4. Гомогенізація та формування стабільної суспензії

На ТП 5.4 подрібнений субстрат із дробарки подається до гомогенізатора ГМ-9, призначеного для інтенсивного перемішування високов'язких та неоднорідних органічних сумішей. Апарат являє собою вертикальну ємність із мішалкою пропелерно-турбулентного типу МПТ-600, яка створює тривимірний потоковий рух і забезпечує руйнування агломератів та формування однорідної суспензії. Для посилення циркуляції гомогенізатор обладнаний рециркуляційним насосом НР-10, що подає частину маси у верхню зону через тангенціальний патрубок, створюючи закручений потік та ліквідуючи застійні ділянки [50-52] .

Корпус оснащено вертикальними бафлами, які підсилюють турбулентність і запобігають обертанню маси разом із мішалкою. Передбачено внесення коригувальної води для підтримання вмісту сухих речовин у межах 5–10 %, а також введення регулювальних розчинів для стабілізації pH або в'язкості. Під час роботи контролюють сухі речовини, в'язкість та однорідність суспензії, а також тиск і витрату рециркуляційного насоса для оцінки стабільності потоку. Оператор за потреби регулює швидкість мішалки в діапазоні 150–320 об/хв та інтенсивність рециркуляції [50-52] .

У результаті гомогенізації формується рівномірна, текуча суспензія без агломератів, придатна для подальших гідротермічних операцій.

Підготовлена маса з гомогенізатора надходить до пастеризаційного теплообмінника для наступної стадії обробки [50-52] .

ТП6. Пастеризація вихідної суміші відходів

ТП 6.1. Пастеризація вихідної суміші відходів в теплообміннику

На стадії ТП 6.1 гомогенізована суміш з гомогенізатора безперервним потоком подається до пластинчастого пастеризаційного теплообмінника ПТ-70, який забезпечує стабільне та рівномірне прогрівання субстрату до температури 70 °C. Підігрів здійснюється за рахунок пари, що подається з когенераційного модуля , через гріючу камеру теплообмінника. Після проходження пластинчатої секції підігріта суспензія надходить до трубчастого контуру витримки ВК-11, конструкція якого забезпечує необхідний час перебування не менше ніж 1 година при підтриманні заданої температури. Це гарантує ефективне знезараження сировини, знищення патогенних мікроорганізмів та стабілізацію мікробного навантаження перед подачею в кислотогенний реактор. У процесі роботи пастеризаційного вузла здійснюється технологічний контроль температури на вході та виході теплообмінника за допомогою термопарного датчика та контроль фактичного часу витримки за показниками витрати та об’єму ВК-11. За потреби додатково проводиться мікробіологічна перевірка проб після пастеризації для підтвердження ефективності обробки. Після завершення пастеризації оброблена суспензія подається на наступну стадію — охолодження та підготовку до анаеробного зброджування [50-52] ..

ТП 6.2. Охолодження та підготовка до зброджування

На ТП 6.2 пастеризована органічна суміш із пастеризаційного теплообмінника надходить до трубчастого охолоджувача ТО–12, який призначений для поетапного зниження температури субстрату до оптимального діапазону 35–38 °C, необхідного для стабільної роботи

кислотогенного реактора CSTR (Р-13). Охолоджувач виконаний у вигляді багатосекційного трубчастого апарата з протитечійним охолодженням, у якому теплообмін відбувається між гарячим субстратом та охолоджувальною водою, що циркулює у міжтрубному просторі. Вхідний контур охолоджувача забезпечує плавне зниження температури, що запобігає термічним шокам і зберігає цілісність хімічних та колоїдних структур субстрату. Технологічний контроль включає вимірювання температури на вході та виході з за допомогою термопар , а також контроль швидкості потоку, що забезпечує нормативний час перебування маси в зоні охолодження. За необхідності на виході з охолоджувача здійснюється корекція вологості шляхом дозованої подачі технічної води через витратний вузол, що дозволяє підтримувати вміст сухих речовин на рівні, встановленому технологічними вимогами. Одночасно контролюється кислотність субстрату за допомогою pH-датчика для забезпечення гармонізації параметрів з умовами кислотогенезу. Охолоджена маса безпосередньо подається до кислотогенного реактора Р-13, що забезпечує безперервність технологічного процесу та запобігає розвитку небажаних побічних реакцій у субстраті між стадіями гідротермічної підготовки та анаеробного зброджування [50-52] .

ТП7. Кислотогенез (CSTR)

ТП7.1. Завантаження субстрату в кислотогенний реактор

На ТП 7.1 охолоджений субстрат із теплообмінного вузла подається насосом НП-14 до кислотогенного реактора CSTR (5), що працює у квазібезперервному режимі для підтримання стабільного гідравлічного часу утримання і робочого об’єму. Реактор являє собою вертикальний апарат з конічним днищем та лопатевою мішалкою, яка забезпечує рівномірне перемішування й запобігає застійним зонам. Температура

процесу підтримується в межах 35–38 °С за допомогою теплообмінної рубашки з циркуляцією гарячої води [53].

Верхня частина апарата обладнана газовим ковпаком та газовідвідним патрубком для відведення газів початкового зброджування. Передбачені вводи для коригувальних реагентів (NaOH та розведена H_2SO_4), що дозволяють стабілізувати pH у робочому діапазоні кислотогенезу. Технологічний контроль включає вимірювання витрати субстрату, рівня заповнення датчиком, швидкості перемішування, температури та тиску газу. Реактор обладнаний сигналізацією відхилень і аварійним клапаном скидання надлишкового тиску. Забезпечення стабільного режиму завантаження є необхідною умовою формування ефективного кислотогенного середовища [53].

ТП 7.2. Гідроліз полімерних компонентів (білків, жирів, вуглеводів)

На ТП 7.2 у реакторі Р-13 відбувається гідроліз високомолекулярних компонентів ферментату, що надходить після охолодження. Реактор виконаний у вигляді вертикального апарата з конічним дном та оснащений мішалкою вертикально-ланцюгового типу МВЛ-900, яка створює інтенсивне зрушувальне перемішування та забезпечує рівномірне диспергування суспензії — необхідну умову повноцінного ферментативного гідролізу [54].

Під дією мезофільної гідролітичної мікрофлори білки, жири та полісахариди розкладаються до розчинних низькомолекулярних сполук. Температура підтримується у межах 35–38 °С за рахунок теплообмінної сорочки, керованої датчиком Т-200. Гідравлічний час утримання становить 24–48 год та визначається структурою сировини. Частота обертання мішалки МВЛ-900 (60–180 об/хв) регулюється залежно від необхідної інтенсивності масообміну [54].

Проводиться технологічний контроль глибини гідролізу за показниками ТОС, ХСК і концентрацією простих вуглеводів, а також моніторинг pH для запобігання надмірному закисленню перед стадією кислотогенезу. Завдяки ефективному перемішуванню та стабільному теплообміну забезпечуються однорідні умови по всьому об'єму реактора та висока ефективність перетворення полімерних компонентів у розчинні продукти [54].

ТП 7.3. Формування летких жирних кислот та пригнічення метаногенів

На ТП 7.3 у кислотогенному реакторі CSTR (5) формується основний пул летких жирних кислот (ЛЖК), який є кінцевим продуктом кислотогенного зброджування та ключовим субстратом для подальшого біосинтезу ПГА або метаногенезу [55].

Після завершення гідролітичної фази розчинені низькомолекулярні продукти — амінокислоти, моносахариди, гліцерин, — переходять у стадію активного кислотогенезу. У реакторі CSTR підтримується слабкокисле середовище з pH 5,5–6,0, яке є оптимальним для ацидогенних консорціумів мікроорганізмів, але водночас пригнічує розвиток метаногенів. Під впливом ферментативних систем кислотогенної мікрофлори (Clostridium spp., Lactobacillus spp., Bacteroides spp.) відбувається перетворення простих розчинених сполук у суміш летких жирних кислот: оцтової, пропіонової, масляної, валеріанової та капронової. Утворення цих кислот супроводжується виділенням CO_2 та незначної кількості H_2 [55].

CSTR оснащений системою постійного контролю pH, яка керує подачею коригувальних реагентів (NaOH або H_2SO_4) для утримання кислотності в заданому інтервалі. Температура реактора підтримується на рівні 35–38 °C завдяки рубашковому теплообміннику з циркуляцією

гарячої води. Для забезпечення рівномірності процесу та уникнення локальних зон накопичення кислот або субстрату мішалка забезпечує повне змішування реакційної маси, що гарантує однорідний склад ферментату [55].

У результаті кислотогенезу концентрація ЛЖК у реакційній масі зазвичай досягає 10–25 г/л, залежно від складу сировини та встановлених режимів. Формування ЛЖК супроводжується зниженням pH, що потребує регулярного відстеження та корекції, оскільки надмірне підкислення може впливати на життєздатність ацидогенів. Технологічний контроль на цій стадії включає лабораторне визначення концентрацій окремих ЛЖК методом газової хроматографії, аналіз загального органічного вуглецю, вимірювання ХСК та оцінку летких компонентів у газовій фазі реактора. Також проводиться контроль тиску газу у верхній частині CSTR для оцінки інтенсивності біохімічних процесів та для запобігання перевищенню допустимих значень [55].

ТП 8. Усереднення і розподіл потоків

ТП 8.1. Усереднення складу ферментату

На ТП 8.1 ферментат із кислотогенного реактора Р-13 безперервно подається до ємності-усереднювача Є-УСР-15, яка призначена для стабілізації фізико-хімічних параметрів потоку перед його подальшим розподілом між ПГА-ферментацією та метантенком. Ємність виконана у вигляді вертикального сталевого апарата з робочим об’ємом 6 м³, обладнаного мішалкою сидерного типу МС-900, що забезпечує інтенсивне перемішування у всьому об’ємі та запобігає розшаруванню суспензії. Завдяки такому типу мішалки забезпечується формування спрямованих потоків по вертикалі з руйнуванням можливих флокул та запобіганням утворенню зон застою. Для підтримання рівномірності складу встановлено рециркуляційний насос НР-16, який відбирає

ферментат із нижньої частини апарата та повертає його у верхню через тангенціальний патрубок, створюючи додатковий турбулентний потік [55].

Є-УСР-15 оснащена системою контролю параметрів, що включає датчик рівня RL-300, термодатчик Т-210 та pH-метр pH-200, розміщений у зоні постійного руху середовища. За потреби ємність має патрубок для введення коригувальних реагентів (лужних або кислотних), що дозволяє стабілізувати pH потоку у заданому діапазоні. Також передбачена можливість температурної корекції: підтримання температури ферментату на рівні 30–38 °C забезпечується циркуляцією теплоносія у боковому теплообмінному контурі, інтегрованому в корпус апарата [55].

У процесі усереднення проводиться систематичний технологічний контроль, що включає вимірювання рівня заповнення ємності, температури, pH та візуальну оцінку однорідності середовища через оглядові вікна. Хімічний контроль передбачає періодичне визначення концентрації летких жирних кислот (ЛЖК) титриметричними або спектрофотометричними методами, що дозволяє оцінити стабільність і передбачуваність потоку. Стабілізований ферментат після завершення процесу усереднення характеризується однорідними показниками структури, кислотності та температури, що є критично важливим для мінімізації коливань навантаження на наступні біотехнологічні ланки [55].

ТП 8.2. Розподіл потоку: частина на ПГА, частина на метаногенез

На стадії ТП 8.2 ферментат, стабілізований у ємності-усереднювачі (, подається до блоку розподілу, де він розділяється на два цільові технологічні потоки: перший направляється на лінію біосинтезу ПГА, другий — у метантенк для подальшої метаногенної переробки. Розподіл здійснюється за допомогою двох насосів-дозаторів типу ND-

250,встановлених на вихідному колекторі ємності-усереднювача. Кожен насос забезпечує стабільну витрату ферментату з можливістю тонкого регулювання подачі за допомогою частотного перетворювача, що дозволяє точно підтримувати співвідношення потоків залежно від виробничих потреб [56-57].

Потік, що прямує на лінію ПГА, проходить через окремий трубопровід із встановленим витратоміром, який забезпечує постійний контроль об'ємної швидкості подачі та дозволяє уникнути перевантаження біореактора. Додатково в потік вмонтовано термодатчик для контролю температури, оскільки значні відхилення можуть негативно вплинути на стійкість мікроорганізмів-продуцентів ПГА. Обладнання працює в автоматизованому режимі: дані про витрату та температуру передаються до контролера, який синхронізує режим подачі з внутрішніми параметрами ПГА-біореактора [56-57].

Другий потік ферментату, призначений для анаеробного реатора , подається через окремий трубопровід, оснащений витратоміром та армованою запірною арматурою. Перед подачею до метантенка виконується технологічний контроль pH, оскільки кислотність ферментату є ключовим чинником, що впливає на активність метаногенних архей. За відхилення параметрів система автоматично коригує подачу ферментату або може давати сигнал оператору щодо потреби у корекції pH у ємності-усереднювачі [56-57].

Управління розподілом потоків здійснюється за допомогою блочної системи автоматизації, яка отримує дані від датчиків концентрації летких жирних кислот, температурних датчиків, датчиків pH та витратомірів обох ліній. На основі цих даних контролер установлює оптимальне співвідношення потоків для забезпечення максимального виходу ПГА або стабільного газоутворення у метантенку. Система працює у режимі

зворотного зв'язку: якщо біореактор ПГА виходить на максимальну завантаженість, частка потоку автоматично переноситься на метантенк, що запобігає перевантаженню та порушенню процесу культивування[56-57].

Крім того, на цьому етапі проводиться візуальний та приладовий контроль герметичності трубопроводів і роботи насосів-дозаторів ND-250 для запобігання підсмоктуванню повітря, що є критично важливим для роботи метантенка, який функціонує в суворо анаеробних умовах. Після проходження через блок розподілу ферментат надходить на відповідні технологічні лінії з гарантованою стабільністю параметрів, що забезпечує високу ефективність як процесу біосинтезу ПГА, так і метаногенного зброджування [56-57].

ТП 9. Отримання ПГА

ТП 9.1. Підготовка потоку для ПГА-ферментації

На стадії ТП 9.1 частина ферментату з ємності-усереднювача (6) надходить у підготовчий ємнісний апарат ЄП-17, де проводиться його кондиціонування для оптимізації складу живильного середовища перед подачею в ПГА-біореактор. ЄП-18 являє собою циліндричну ємність із конічним дном, обладнану якірною мішалкою з частотно-регульованим приводом, що забезпечує рівномірне перемішування навіть в умовах підвищеної в'язкості потоку. На цій стадії здійснюється корекція pH до значення 6,8–7,2 за допомогою дозатора кислотно-лужних реагентів НД-2, що подає робочий розчин NaOH або H_2SO_4 у строго контрольованій кількості відповідно до сигналів pH-датчика [58].

Паралельно коригується концентрація азоту у вигляді амонійного азоту, який визначається іонселективним аналізатором. Якщо концентрація азоту перевищує технологічно допустимий рівень (50

мг/дм^3), виконується розведення ферментату пермеатом або технічною водою. У разі дефіциту біогенних елементів у ЄП-19 можливе дозування мікроелементів (Mg^{2+}, Fe^{2+}, Mn^{2+}, Ca^{2+}), що забезпечує стабільну роботу ПГА-продуцента у біореакторі [58].

Після завершення кондиціонування потік набуває властивостей, необхідних для запуску механізмів внутрішньоклітинного накопичення ПГА, і подається насосом-дозатором НД-20 на наступну стадію біосинтезу [58].

ТП 9.2. Біосинтез полігідроксиалканоатів у біореакторі

На ТП 9.2 підготовлений потік ЛЖК постійним витратом подається до ПГА-біореактора БР-21, у якому проводиться культивування мікроорганізмів-продуцентів полігідроксиалканоатів. У технологічній схемі використовується штам **Cupriavidus necator**, який здатний інтенсивно полімеризувати β-гідроксикислоти за умов надлишку джерел вуглецю та обмеження доступного азоту. Біореактор БР-22 працює у режимі fed-batch із поступовим додаванням субстрату, що дозволяє контролювати рівень стресу та стимулювати накопичення ПГА у внутрішньоклітинних гранулах [59].

Біореактор обладнаний пропелерною мішалкою з трьохлопатевим імпелером та системою контролю параметрів: датчиком, термопаром, датчиком розчиненого кисню та редокс-метром. Хоча ПГА-синтез може бути як аеробним, так і мікроаерофільним, у цій схемі застосовується мікроаеробний режим з підтриманням DO ≤ 1,0 мг/л, що сприяє інтенсивному полімероутворенню. По завершенні ферментації культуральна суспензія відкачується насосом НЦ-23 і направляється до установки руйнування клітин [59].

ТП 9.3. Руйнування клітинної біомаси (лізис)

На ТП 9.3 зброджена біомаса, яка містить ПГА, надходить до установки руйнування клітин УЛ-24, у якій застосовується **механічний** метод диспергування високого тиску. Установка УЛ-24 оснащена гомогенізатором високого тиску, що створює тиск до 1500 бар і пропускає біомасу через мікроотвовори, де відбувається різке падіння тиску та руйнування клітинних стінок за рахунок кавітаційних та зсувних сил [58-60].

Такий метод забезпечує ефективне руйнування клітин без застосування агресивних хімічних реагентів, що дозволяє зберегти молекулярну структуру ПГА. При цьому важливо підтримувати температуру після гомогенізації на рівні не вище 40 °C, тому апарат оснащено теплообмінною сорочкою з циркуляцією охолоджувальної води [58-60].

Ефективність лізису контролюється за допомогою фотометричного вимірювання оптичної густини суспензії (зниження O.D. на 60–80 % порівняно з початковим значенням), а також візуальним мікроскопічним аналізом. Отриманий лізат подається далі на стадію екстракції полімеру [58-60].

ТП 9.4. Екстракція та очищення ПГА

На ТП 9.4 лізат із установки механічного лізису УЛ-25 подається в реактор екстракції РЕ-26, призначений для селективного вилучення полігідроксиалканоатів за допомогою органічного екстрагенту. Реактор РЕ-27 являє собою вертикальний мішальний апарат об’ємом 50 л, оснащений якірною або пропелерною мішалкою, що забезпечує інтенсивне перемішування і повний контакт клітинного лізату з

етилацетатом. Апарат має парову сорочку з можливістю точного регулювання температури у діапазоні 25–45 °C, що є оптимальним для розчинення ПГА у органічній фазі [58-60].

Під час екстракції у реактор подається стехіометрично розрахована кількість етилацетату (зазвичай 1:1 або 1:2 щодо об'єму лізату). Мішалка працює на частоті 150–250 об/хв, забезпечуючи диспергування фаз та максимальний масообмін. У результаті ПГА переходить у розчин у органічній фазі, тоді як нерозчинні клітинні залишки утворюють водну фазу. Технологічний контроль включає температуру, стабільність перемішування та ступінь переходу ПГА, що визначається експрес-методами або за пробами [58-60].

ТП 9.5. Фазове розділення та осадження ПГА

На ТП 9.5 екстракційна суміш з РЕ-28 надходить у декантер ДК-29 — горизонтальний відстійник безперервної дії, призначений для ефективного поділу водної та органічної фаз. ДК-30 обладнаний регульованим переливним ножем та датчиком рівня фаз, які забезпечують точне відведення органічного шару, що містить розчинений ПГА. Водна фаза із залишками клітин виводиться в окремий контур утилізації [58-60].

Органічна фаза з ПГА подається у випарну установку ВУ-31, яка працює за принципом тонкошарового випаровування. Апарат оснащений паровою сорочкою та конденсатором для відбору та повернення етилацетату у цикл регенерації. У міру випаровування екстрагенту концентрація полімеру в органічній фазі зростає, після чого ПГА осаджується у вигляді в'язкої полімерної маси. Маса відбирається через нижній патрубок апарата та подається на сушіння [58-60].

Контроль на цій стадії включає: температуру випарювання (70–85 °C), швидкість відведення парів, чистоту конденсату та ступінь осадження полімеру [58-60].

ТП 9.6. Сушіння ПГА у сушильній шафі

На ТП 9.6 осаджений полімер передається у сушильну шафу СШ-32. Це камера конвективного типу з примусовою циркуляцією гарячого повітря та точним регулюванням температури (50–80 °C). Осад ПГА рівномірно розподіляється на перфорованих лотках, що забезпечує оптимальну площу контакту й рівномірне видалення залишкового етилацетату та вологи[58-60].

Сушіння триває до досягнення стабільної залишкової вологості (зазвичай ≤ 0,5 %). Для запобігання термічній деградації полімеру у шафі встановлено датчик температури та систему обмеження перегріву. Важливою частиною контролю є визначення масових втрат при сушінні та оцінка сипучості продукту. Після сушіння полімер переходить у крихку або порошкоподібну форму, готову до гранулювання [58-60].

ТП 9.7. Гранулювання ПГА у грануляторі

На ТП 9.7 висушений ПГА надходить у гранулятор ГР-33, який призначений для подрібнення та формування полімеру у гранули товарної якості. Гранулятор складається з роторного подрібнювального вузла та матриці-формувача, що дозволяє отримати гранули діаметром 2–5 мм або дрібнодисперсний порошок залежно від типу решітки [58-60].

Під час роботи обладнання контролюють швидкість ротора (800–1200 об/хв), температуру зони грануляції, а також розмір часток вихідного продукту. Гранули відразу охолоджуються у повітряному каналі або на вібросито, що запобігає злипанням. На фінальному етапі проводять контроль гранулометричного складу, чистоти полімеру, залишкової зольності та відсутності домішок [58-60].

ТП 10. Анаеробне зброджування друга стадія отримання біогазу. На стадії ТП 10.1 друга частина ферментату з ємності-усереднювача подається до анаеробного реактора, конструктивно виконаного як вертикальний біореактор із підігрівальною сорочкою та внутрішньою повільнообертовою мішалкою. Подача здійснюється насосом-дозатором НД-26, який забезпечує стабільну витрату субстрату відповідно до заданого гідравлічного часу утримання 15–25 діб. Завантаження відбувається через нижню зону подачі, що гарантує рівномірний розподіл потоку та запобігає утворенню коротких течій [61-62].

У верхній частині реактора розташований газовий купол для накопичення сирого біогазу та стабілізації тиску. Перед подачею ферментат проходить температурний контрольний вузол, який підтверджує досягнення робочої температури 35–38 °C, необхідної для підтримання мезофільного режиму. Під час завантаження здійснюється технологічний контроль витрати подачі, рівня заповнення реактора, тиску газу в газовому просторі та роботи внутрішньої мішалки, що запобігає утворенню поверхневих кірок і забезпечує рівномірний розподіл органічної речовини [61-62].

Правильно організований режим подачі є критично важливим для стабільної роботи анаеробного реактора, оскільки надмірне або нерівномірне завантаження може спричинити накопичення летких жирних кислот, падіння pH та пригнічення метаногенної мікрофлори [61-62].

ТП 10.2. Анаеробне перетворення ЛЖК у біогаз

На ТП 10.2 в анаеробному реакторі здійснюється основна стадія анаеробного зброджування — метаногенез, у ході якого леткі жирні кислоти (ЛЖК), що утворилися на попередніх етапах, перетворюються на метан (CH_4) та вуглекислий газ (CO_2) під дією метаногенних архей.

Реактор працює у мезофільному режимі при температурі 37 °C, яка підтримується водяною підігрівальною сорочкою, під'єднаною до вторинного теплового контуру когенераційної установки [61].

Внутрішня повільнохідна мішалка забезпечує регулярне перемішування, запобігаючи утворенню застійних зон та розшаруванню середовища, але без порушення структури метаногенного мулу. У реакторі підтримується нейтральний діапазон pH 7,0–7,2, що забезпечується природною амонійно-бікарбонатною буферною системою; при відхиленнях корекція здійснюється дозованою подачею лужного розчину через лінію регулювання [61].

Проводиться безперервний контроль хімічних параметрів — pH, лужності, залишкових ЛЖК, співвідношення ацетат/пропіонат — що дозволяє оперативно оцінювати стан метаногенів та запобігати інгібіційним процесам. Газова фаза аналізується газоаналізатором GA-500, який визначає вміст CH_4, CO_2 та H_2S і дозволяє контролювати якість біогазу. Стабільний перебіг цієї стадії забезпечує максимальне вилучення енергетичного потенціалу з органічного субстрату та формування біогазу високої якості [61].

ТП 10.3. Відведення та стабілізація сирого біогазу

На ТП 10.3 утворений у анаеробному реакторі біогаз відводиться крізь газовідвідну систему, що включає газовий купол, запобіжний клапан, конденсатовідвідник та трубопровід подачі газу до блоку очищення. Газовий купол обладнаний датчиками тиску та датчиком рівня газового простору, що дає змогу підтримувати стабільні умови зброджування та запобігати підвищенню тиску в реакторі [62-63].

У газовідвідній лінії встановлено конденсатозбірник СК-27, який забезпечує відділення водяної пари, що конденсується при охолодженні біогазу. Це зменшує вологість потоку, запобігає корозії трубопроводу та

знижує навантаження на подальшу стадію осушування. Сирий біогаз із реактора містить приблизно 60–65 % метану, 30–35 % CO_2, а також домішки H_2S, аміаку та водяної пари [62-63].

На виході з реактора проводиться первинний технологічний контроль за допомогою стаціонарного газоаналізатора, який визначає об'ємні частки CH_4, CO_2 та H_2S. Дані аналізу дозволяють у реальному часі оцінювати стан метаногенного процесу. За потреби система автоматично коригує швидкість перемішування, температуру чи інтенсивність подачі субстрату в реактор для стабілізації процесу.

Після нормалізації параметрів потоку біогаз спрямовується до наступного блоку очищення, де проводиться видалення H_2S, CO_2 та надлишкової вологи перед його використанням у когенераційній установці або подачею в газову мережу.

ТП 11. Очищення біогазу

ТП 11.1. Видалення H_2S у біофільтрі

На ТП 12.1 сирий біогаз із метантенка , що містить сірководень (H_2S), подається до блоку очищення , де для зниження його концентрації використовується біофільтр колонного типу, заселений тіоокисними бактеріями роду *Thiobacillus*. Біогаз надходить у нижню частину біофільтра та рухається знизу вгору через шар насадки (наприклад, пластикові кільця або структуровану полімерну насадку), поверхня якої вкрита біоплівкою активних мікроорганізмів. Зверху назустріч газовому потоку подається зрошувальний потік водного розчину мінеральних солей невеликої концентрації, що забезпечує підтримання вологості насадки, живлення мікрофлори та змивання продуктів окиснення. Тіоокисні бактерії окиснюють H_2S до сульфатів або елементарної сірки, при цьому витрати реагентів мінімальні, оскільки основним «окисником» виступає розчинений у зрошувальній воді кисень повітря, а мінеральна

підкормка готується у низьких концентраціях і періодично дозується у циркуляційний бак біофільтра. На стадії очищення здійснюється технологічний контроль вмісту H_2S у біогазі до та після біофільтра, контролюється pH зрошувального розчину (як правило, у слабкокислій області), витрата газу та зрошення, а також стан насадки (відсутність зашлаковування або надмірного накопичення сірки). У разі потреби частина циркуляційної рідини скидається на подальшу нейтралізацію та замінюється свіжою водою, що дозволяє підтримувати стабільну роботу системи при мінімальних експлуатаційних витратах, без закупівлі дорогих хімічних сорбентів [63].

ТП 11.2. Видалення CO_2 у водяному скрубері

На ТП 11.2 біогаз, очищений від H_2S, подається до водяного скрубера СК-28, який обрано як найбільш економічний варіант зниження вмісту CO_2. Скрубер являє собою вертикальну колону з насадкою (кільця або сідла з дешевого пластикового матеріалу), по якій зверху вниз подається вода, а знизу вгору — біогаз. CO_2 частково розчиняється у воді, що призводить до підвищення об'ємної частки метану в газовій фазі. Вода працює в режимі часткової рециркуляції, з періодичним скиданням частини потоку та підживленням свіжою водою, що дозволяє мінімізувати експлуатаційні витрати. Така схема дешевша за мембранні чи хімічні системи, оскільки не потребує складних мембранних модулів або дорогих сорбентів. Проводиться технологічний контроль тиску та витрати газу, витрати води, а також вмісту CO_2 і CH_4 у газі після скрубера, щоб забезпечити досягнення заданих характеристик біометану [62-63].

ТП 11.3. Осушування біометану в конденсаційному охолоджувачі

На ТП 11.3 біогаз із пониженим вмістом CO_2 подається до конденсаційного охолоджувача ОХ-29, де здійснюється його осушування за рахунок охолодження. Газ проходить через теплообмінник, у якому

охолоджується до температури, близької до 5–10 °С, внаслідок чого надлишкова волога конденсується на стінках апарата і відводиться в конденсатозбірник. Після охолодження газ спрямовується через простий краплевідділювач, де видаляються дрібні аерозольні краплі. Така схема є найдешевшою серед технічно прийнятних, оскільки не потребує застосування дорогих адсорбентів; достатньо холодильного агрегата середньої потужності та стандартного теплообмінного обладнання. На виході з осушувача контролюють температуру газу та точку роси, що дозволяє підтвердити досягнення регламентованого рівня вологості перед подачею на когенераційну установку [62-63].

ТП 12. Оброблення дигестату

ТП 12.1. Збір та підготовка дигестату

На ТП 12.1 дигестат із анаеробного реактора надходить у вертикальну циліндричну ємність ЗБ-30, призначену для роботи з високовологими суспензіями. Ємність оснащена повільнообертовою якірною мішалкою, яка забезпечує однорідність маси та запобігає осіданню твердих частинок. Для стабілізації консистенції застосовується рециркуляційний контур із насосом НР-31, який підтримує рівномірний рух дигестату.

Виконується технологічний контроль: в’язкість, вміст сухих речовин, рівень маси (датчик UL-32). Однорідність дигестату є критичною для подальшого компостування, оскільки процес здійснюється без розділення на тверду та рідку фрбакції [64].

ТП 12.2. Пряме компостування дигестату у тунельному компостері

На ТП 12.2 дигестат зі збірника подається безпосередньо в тунельний компостер К-33, формуючи шар 30–60 см. Завдяки високій вологості (90–95 %) та багатому вмісту органічних речовин у компостері швидко запускається активний аеробний процес. Через систему перфорованих

каналів вентилятор ВП-34 подає повітря, забезпечуючи інтенсивну біотермічну мінералізацію [64] .

Виділення тепла мікроорганізмами приводить до підвищення температури до 55–65 °С, що забезпечує термофільну фазу та одночасне випаровування значної кількості вологи. Завдяки цьому не утворюється фільтрат, а вологість маси природно знижується до 55–65 %. Контролюються температура (датчики ТХ-35), аерація та рівномірність висихання. За потреби здійснюється легке зрошення, якщо випаровування надмірне[64].

ТП 12.3. Дозрівання, стабілізація та підготовка компосту

На ТП 12.3 частково висушена та стабілізована маса переходить на стадію дозрівання у секційних відсіках компостера. Тут завершується аеробне розкладання легкооксидовних органічних речовин, формується структура та агрохімічні властивості компосту. Після дозрівання матеріал проходить подрібнення у роторному дробильному вузлі ДР-36 та фракціювання на віброситі ВС-37 (10–12 мм). Готовий компост підлягає агрохімічному контролю: загальний азот, фосфор, калій, органічна речовина, pH, зольність, важкі метали [64].

3.3 Контроль технологічних параметрів на стадіях комплексної переробки органічних відходів з отриманням біогазу та ПГА

Таблиця 3.3 — Контрольні точки та параметри виробництва біогазу та ПГА

Назва стадії / процесу, місце заміру	Параметр, що контролюється	Частота контролю	Норми технологічного режиму та допустимі відхилення	Умовні позначення методів контролю (Кт, Кх тощо)	Метод контролю параметра, тип приладу

Назва стадії / процесу	Параметр контролю	Частота контролю	Нормативні значення	ККТ (тип контролю)	Метод контролю
ДР 2.1 Відновлення культур та врощування у колбах	OD600; pH; морфологія; стерильність	1 раз / 4–6 год	OD600 = 1,0–1,5; відсутність контамінації; pH 6,8–7,2	Кт, Км	Спектрофотометр, мікроскопія, pH-метр
ДР 2.2 Підготовка поживного середовища	Концентрація солей; стерильність; pH	Кожна партія	pH 6,8–7,0; склад відповідає Modified Mineral Salt Medium	Кт, Км	pH-метр, контроль стерильності, перевірка рецептури
ТП 5.3 Подрібнення органічних відходів	Розмір подрібнених частинок	Постійно	d = 5–10 мм	Кт	Візуальний контроль, ситовий аналіз
ТП 5.4 Гомогенізація суспензії в гомогенізаторі ГМ-50Т	Вміст сухих речовин; однорідність суспензії	Кожна партія	w(СР) = 5–10 %; відсутність видимих флокул та розшарування	Кт, Кх	Лабораторне висушування проб, візуальний контроль
ТП 6.1 Пастеризація суспензії в теплообміннику (4)	Температура; час витримки	Постійно	t = 70±2 °C; τ ≥ 60 хв	Кт	Термопари, реєстратор температури й часу
ТП 6.2 Охолодження субстрату перед CSTR	Температура на виході	Постійно	t = 35–38 °C	Кт	Датчики температури в лінії подачі

ТП 7.1 Завантаження субстрату в кислотогенний реактор CSTR (5)	Витрата субстрату; рівень заповнення реактора	Постійно	Гідравлічний часу утримання 2–4 доби; рівень 0,8–0,9 від робочого об’єму	Кт	Витратомір, датчик рівня
ТП 7.2 Гідроліз та кислотогенезу CSTR (5)	Температура; pH; концентрація ЛЖК	Температура, pH – постійно; ЛЖК – 1 раз/зміну	t = 35–38 °C; pH = 5,5–6,0; ЛЖК = 10–25 г/л	Кт, Кх	pH-метр, термометр, титрування ЛЖК
ТП 8.1 Усереднення складу ферментату в ємності Є-УСР-6 (6)	Рівень; температура; pH; концентрація ЛЖК	Рівень, t, pH – постійно; ЛЖК – 1 раз/зміну	Стабільність параметрів у встановленому діапазоні (pH 5,5–6,2; t 30–38 °C)	Кт, Кх	Рівнемір RL-300, термодатчик Т–210, pH-метр pH–200, лабораторне визначення ЛЖК
ТП 8.2 Розподіл ферментату між лінією ПГА (7→8) та метантенком (11)	Витрата кожного потоку; співвідношення потоків	Постійно	Частка потоку на ПГА 30–50 % від загальної витрати; відхилення ±5 %	Кт	Витратоміри VF-100 і FLO-250, контроль за даними автоматизованої системи
ТП 9.1 Підготовка потоку для ПГА-ферментації	Співвідношення C/N; концентрація амонійного азоту; загальна мінералізація	1 раз/зміну	C/N ≥ 40; NH_4^+-N < 50 мг/л	Кх	Спектрофотометр, хімічний аналіз азоту

ТП 9.2 Біосинтез ПГА у біореакторі (8)	Температура; pH; вміст ПГА у біомасі	t, pH – постійно; ПГА – 1 раз/добу	t = 28–32 °C; pH = 6,8–7,2; ПГА ≥ 60 % СР	Кт, Кх	pH-метр, термометр, лабораторне визначення ПГА
ТП 9.3 Руйнування клітинної біомаси (лізис) в установці 9	Тиск/інтенсивність лізису; температура	Кожну партію	P = 400–800 бар (для гомогенізатора високого тиску); t = 20–30 °C	Кт, Кх	Манометр гомогенізатора, термометр, лабораторна оцінка ступеня лізису
ТП 9.4 Екстракція та очищення ПГА в реакторі екстракції (10)	Чистота ПГА; вміст залишкового екстрагенту (етанолу); зольність	Кожну партію	Чистота ≥ 95 %; залишковий етанол ≤ 0,5 %; зольність ≤ 1 %	Кх	Хроматографічний аналіз, гравіметрія золи
ТП 9.4 Екстракція ПГА у реакторі РЕ-50	Температура; швидкість перемішування; співвідношення фаз; перехід ПГА	Кожна партія	25–45 °C; 150–250 об/хв; 1:1–1:2; повний перехід ПГА	Кт, Км Кх	Термопара, тахометр, експрес-аналіз ПГА
ТП 9.5 Фазове розділення та осадження ПГА	Час відстоювання; рівень фаз; температура випарника; чистота конденсату	Постійно	Відстоювання 20–30 хв; 70–85 °C; конденсат ≥ 95 %	Км, Кт, Кх	Датчик рівня RL-220; термометр; аналіз конденсату

ТП 9.6 Сушіння ПГА у сушильній шафі СШ-40	Температура; час; вологість; сипучість	Постійно	50–80 °C; волога ≤ 0,5 %	Км, Кт, Кх	Датчик Т-310, лабораторні проби
ТП 10.1 Завантаження ферментату до метантенка (11)	Витрата ферментату; рівень заповнення метантенка	Постійно	Гідравлічний час утримання = 15–25 діб; рівень 0,8–0,9 від робочого об’єму	Кт	Витратомір, датчик рівня
ТП 10.2 Метаногенез у метантенку (11)	pH; температура; співвідношення ЛЖК/лужність; склад біогазу	pH, t – постійно; ЛЖК/лужність, газовий склад – 1 раз/зміну	pH = 7,0–7,2; t = 35±1 °C; ЛЖК/Alk < 0,4; CH_4 = 60–65 %	Кт, Кх	pH-метр, термометр, лабораторне визначення ЛЖК/лужності, газоаналізатор біогазу
ТП 10.3 Відведення та стабілізація сирого біогазу з метантенка	Тиск у газовому просторі; витрата біогазу; склад сирого біогазу	Тиск, витрата – постійно; склад – 1 раз/зміну	P = 2–5 кПа; CH_4 60–65 %, CO_2 30–35 %, H_2S до очищення згідно з очікуваним рівнем	Кт, Кх	Манометр, витратомір газу, газоаналізатор
ТП 11.1 Очищення біогазу від H_2S у біофільтрі з тіоокисними бактеріями	Концентрація H_2S на виході з біофільтра	1 раз/зміну	H_2S < 200 ppm	Кх	Переносний газоаналізатор H_2S

ТП 11.2 Видалення CO_2 у скрубері	Об’ємна частка CH_4 та CO_2 після скрубування	1 раз/зміну	$CH_4 \geq 95$ %; $CO_2 \leq 5$ %	Кх	Багатокомпонентний газоаналізатор
ТП 11.3 Осушування біометану	Вміст водяної пари; точка роси біометану	Постійно	Точка роси не вище –10 °C	Кт	Аналізатор точки роси, гігрометр
ТП 11.4 Подача біометану до когенераційного модуля (13)	Витрата біометану; тиск перед когенераційним модулем; стабільність подачі	Постійно	Робочий тиск 5–20 кПа; витрата згідно паспортного режиму	Кт	Витратомір газу, манометр, дані системи автоматизації когенераційної установки
ТП 12.1 Збір та підготовка дигестату	В’язкість; сухі речовини; однорідність; рівень у ємності	1 раз/зміну	СР = 4–8 %; відсутність осаду; стабільна рециркуляція	Кт	Лаб. аналіз, датчик UL-20
ТП 12.2 Пряме компостування у тунельному компостері	Температура; вологість; інтенсивність аерації; рівномірність висихання	Постійно	t = 55–65 °C; вологість → 55–65 %; аерація 0,5–1,5 $м^3/(м^3 \cdot год)$	Кт	Термопари ТХ-50; витратомір повітря

ТП 12.3 Дозрівання та підготовка компосту	Температура; вологість; органічна речовина; фракційний склад	1 раз/партію	t = 35–45 °C; вологість 40–55 %; органічна речовина ≥ 25 %; фракція 10–12 мм	Кт	Лаб. аналіз NPK, pH, ситовий аналіз

3.4 . Матеріальний баланс процесу отримання ПГА та біогазу з органічних відходів

Матеріальний баланс технологічної лінії інтегрованої переробки органічних відходів включає надходження вихідної сировини, утворення проміжних потоків на етапах підготовки, кислотогенезу, метаногенезу та ПГА-ферментації, а також вихід кінцевих продуктів.

У таблиці 3.4 наведено кількісні характеристики сировини, напівпродуктів, проміжних потоків та готової продукції для розрахункової продуктивності підприємства.

Таблиця 3.4 – Матеріальний баланс інтегрованого виробництва ПГА та біогазу

Стадія	Використано — назва сировини / напівпродукту	Використано — м³/добу	Використано — кг/добу	Отримано — назва продукту / напівпродукту / відходів	Отримано — м³/добу	Отримано — кг/добу
ТП 5. Підготовка сировини	Змішані органічні відходи (харчові, жировмісні, фракції косметичного виробництва)	10	10000	Суспензія органічних відходів після очищення, подрібнення та гомогенізації	9,9	9900

ТП 5. Підготовка сировини	Частина сировини, що містить сторонні домішки	0,1	100	Вилучені сторонні домішки (метал, скло, пластик тощо)	0,1	100
ТП 6. Гідротермічна обробка	Суспензія органічних відходів для пастеризації	9,9	9900	Пастеризована органічна суспензія	9,9	9900
ТП 7. Кислотогенез у CSTR	Пастеризована органічна суспензія	9,9	9900	Ферментат, збагачений леткими жирними кислотами (VFA)	9,9	9900
ТП 8.1 Усереднення ферментату	Ферментат із кислотогенного реактора	9,9	9900	Усереднений ферментат стабільного складу	9,9	9900
ТП 8.2 Розподіл потоків ферментату	Усереднений ферментат (загальний потік)	9,9	9900	Потік ферментату на лінію ПГА	4	4000

ТП 8.2 Розподіл потоків ферментату	Усереднений ферментат (загальний потік)	9,9	9900	Потік ферментату до метантенка	5,9	5900
ТП 9.1–9.2 Підготовка та біосинтез ПГА	Потік ферментату на лінію ПГА; поживні солі та допоміжні реагенти	4	4000	Клітинна біомаса-продуцент, збагачена ПГА	4	4000
ТП 9.3 Лізис клітинної біомаси	Біомаса-продуцент із ПГА	4	4000	Лізат клітин (суспензія ПГА та клітинних залишків)	4	4000
ТП 9.4 Екстракція та очищення ПГА	Лізат клітинної біомаси; розчин екстрагента (етанол)	4	4000	Очищений полімер ПГА (порошок/гранулят)	0,6	600

ТП 9.4 Екстракція та очищення ПГА	Лізат клітинної біомаси; екстрагент	4	4000	Рідкі стоки ПГА-виробництва (маточні розчини, відпрацьований екстрагент)	3,4	3400
ТП 10. Метаногенез у метантенку	Потік ферментату до метантенка	5,9	5900	Дигестат (зброджена маса після метаногенезу)	5,28	5280
ТП 11.1–11.3 Очищення біогазу	Сирий біогаз із метантенка	1200	720	Очищений біометан	800	480
ТП 11.1–11.3 Очищення біогазу	Сирий біогаз із метантенка	1200	720	Домішки після очищення (H_2S, CO_2, конденсат води)	400	240

ТП 12.1–12.2 Збір та механічне зневоднення дигестату	Дигестат із метантенка	5,28	5280	Тверда фракція дигестату (компостна сировина)	1,6	1600
ТП 12.1–12.2 Збір та механічне зневоднення дигестату	Дигестат із метантенка	5,28	5280	Рідка фракція (фугат)	3,68	3680
ТП 12.3–12.4 Компостування твердої фракції	Тверда фракція дигестату після зневоднення	1,6	1600	Стабілізований компост / органо-мінеральне добриво	1,2	1200

РОЗДІЛ 5. РОЗРАХУНОК МЕТАНТЕНКА ТА ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ АНАЕРОБНОГО ЗБРОДЖУВАННЯ

Вихідні дані для розрахунку:

Показник	**Значення**
Добове надходження органічних відходів	5900кг/добу
Вологість органічних відходів	75 %
Вміст сухих речовин	25 %
Вміст золи у сухій речовині	2 %
Вологість зброджуваної суміші	95 %
Густина зброджуваної суміші	$\rho = 1000$ кг/м³

Температура процесу	35–38 °C
Ступінь розкладання органічної беззольної речовини	52 %

У розрахунках прийнято добове надходження органічних відходів у кількості 10 000 кг/добу, що відповідає нормативним параметрам біогазових установок середньої продуктивності згідно ДБН А.2.2-3:2014, ГБН В.2.2-35077234–001:2011 та ДБН В.2.5-75:2013. Такий обсяг є типовим для підприємств харчової та косметичної промисловості, забезпечує оптимальний теплотехнічний та гідравлічний режим реактора, дозволяє застосовувати стандартні типорозмірні метантенки об'ємом 500–600 м³ і забезпечує достатню енергетичну ефективність процесу анаеробного зброджування.

5.1. Визначення добової витрати відходів та води

Для змішаних харчових відходів середня вологість 70–85 % відповідно до ГБН В.2.2-35077234–001:2011 [ ]. Для відповідних обрахунків прийнято вологість 75% .

$$m_{\text{ср}} = \frac{m_{\text{д}} \cdot 25}{100} = \frac{5900 \cdot 25}{100} = 1475 \text{ кг /добу}$$

Отже, добова кількість сухих речовин у відходах становить $m_{\text{ср}} = 2{,}5$ т /добу.

Вологість зброджуваної суміші $W_{\text{збр}}$=95%,тобто вміст сухих речовин — 5%.

$$m_{95} = \frac{m_{\text{ср}} \cdot 100}{100 - W_{\text{збр}}} = \frac{m_{\text{ср}} \cdot 100}{5} = \frac{1475 \cdot 100}{5} = 29500\text{кг /добу.}$$

Кількість води для розбавлення:

$$m_{\text{в}} = 295000 - 5900 = 23600\text{кг /добу}$$

Отже, для доведення вологості до 95 % необхідно додатково подати 24 т/добу технічної води.

Об'єм зброджуваної суміші :

$$V_{\text{збр}} = \frac{m_{95}}{\rho} = \frac{29500}{1000} = 29{,}5 \text{ м}^3/\text{добу}$$

На вхід метантенка подається 29,5 м³/добу зброджуваної суміші з вологістю 95 %, що утворюється з 5,9 т/добу відходів і 23,6 т/добу води.

5.2. Визначення об'єму метантенка.

Для мезофільного режиму анаеробного зброджування відповідно до ГБН В.2.2-35077234–001:2011 добову дозу завантаження D приймають у межах 8–12 %., приймаємо D=10 %:

Необхідний корисний об'єм метантенка визначається:

$$V_{\text{мет}} = V_{\text{збр}} \cdot \frac{100}{D} = 295 \cdot \frac{100}{10} = 295 \text{ м}^3$$

Для забезпечення технологічного запасу (≈ 15–20 %) приймаємоодин метантенк корисним об'ємом 300 м³.

Корисний об'єм - 300 м³;

Діаметр - 10 м;

Висота циліндричної частини - 3 м

Висота верхнього конуса - 1,5 м;

Висота циліндричної частини - 3,0 м;

Висота нижнього конуса - 1,2 м.

Загальна конструктивна висота метантенка – 5,7 м

5.3. Визначення ступеня розкладання органічних речовин

Вміст золи у сухій речовині приймається z=2% (біогенні відходи за ГБН В.2.2-35077234–001:2011).

$$m_z = m_{\text{ср}} \cdot \frac{z}{100} = 1475 \cdot \frac{2}{100} = 29{,}5 \text{ кг/добу}$$

Маса органічної беззольної речовини:

$$m_0 = m_{\text{ср}} - m_z = 1475 - 29{,}5 = 1445{,}5 \text{ кг /добу}$$

Саме маса m_0 є потенційним джерелом біогазу.

Ступінь розкладання органічної беззольної речовини Rp для органічних відходів подібного складу (харчові, косметичні) у мезофільному режимі становить 50–60 %.

$$R_P = R_{max} - K_p \cdot D$$

Враховуючи нормовані значення коефіцієнта перетворення $K_р$=0,72 . За ГБН В.2.2-35077234–001:2011 максимальний можливий ступінь розкладання органічної беззольної речовини R_{max} залежить від **хімічного складу** сухої органіки — вмісту жирів, вуглеводів та білків — і визначається за формулою:

$$R_{max} = (\,0{,}92 \cdot С_ж + 0{,}62 \cdot С_в + 0{,}34 \cdot С_б) \cdot 100$$

де $С_ж$,$С_в$,$С_б$ — масові частки жирів, вуглеводів і білків у 1 г сухої органічної речовини, г/г.

Для змішаних харчових відходів (їдальні, харчове та косметичне виробництво) можна прийняти типовий склад сухої органіки:

- жири: Сж=0,15 г/г (15 %),
- вуглеводи: Св=0,60 г/г (60 %),
- білки: Сб=0,25 г/г (25 %).

$$R_{max} = (\,0{,}92 \cdot С_ж + 0{,}62 \cdot С_в + 0{,}34 \cdot С_б) \cdot 100 = (\,0{,}92 \cdot 0{,}15 + 0{,}62 \cdot 0{,}6 + 0{,}34 \cdot 0{,}25) \cdot 100 = 59{,}5\%\,.$$

Фактичний ступінь розкладання Rp враховує технологічні умови роботи метантенка і визначається за формулою (ГБН):

$$R_P = R_{max} - K_p \cdot D = 59{,}5 - 0{,}72 \cdot 10 = 52{,}2\%$$

$$R_P \approx 52\% \text{ або } 0{,}52$$

$$m_{\text{розкл}} = m_o \cdot 0{,}52 = 2450 \cdot 0{,}52 = 1274 \text{ кг /добу}$$

5.4. Визначення виходу біогазу та параметрів газгольдера

Згідно ГБН В.2.2-35077234–001:2011 приймаємо, що при повному зброджуванні 1 г беззольної органічної речовини утворює 1 г біогазу.

Маса органічної беззольної речовини, що розкладається за добу:

$$m_{\text{розкл}} = m_o \cdot 0{,}52 = 1445{,}5 \cdot 0{,}52 = 756 \text{ кг /добу}$$

Масу біогазу за добу визначаємо за співвідношенням:

$$m_{\text{біо}} = m_{\text{розкл}} = 756 \text{ кг/добу}$$

Об’єм біогазу за добу:

$$V_{\text{біо}} = \frac{m_{\text{біо}}}{\rho_{\text{біо}}} = \frac{756}{1{,}15} \approx 657 \text{ м}^3$$

де $\rho_{\text{біо}}$=1,15 кг/м3 – середня густина сирого біогазу (довідникове значення для газу з вмістом CH_4 ≈ 60–65 %).

Отже, добовий вихід біогазу становить приблизно 657 95 м³/добу.

Згідно з рекомендаціями ГБН В.2.2-35077234–001:2011 та типовими проєктними рішеннями для біогазових установок, тривалість перебування біогазу в газгольдері низького тиску приймають у межах 2–4 год. У даному проєкті для забезпечення вирівнювання добової нерівномірності утворення та споживання газу прийнято тривалість перебування 4 год. Визначаємо об'єм газгольдера низького тиску, розрахованого на тривалість перебування біогазу 4 години:

$$V_{\text{г1}} = \frac{V_{\text{б}}}{6} = 109{,}5 \text{ м}^3$$

Оскільки за нормами ГБН рекомендується приймати газгольдер із запасом 25–30 % добового виходу газу, приймаємо:

$$V_{\text{г1прийм.}} = 200 \text{ м}^3$$

Визначимо масу та вологість суміші, яка залишилася після зброджування.

Загальна маса суміші після зброджування:

$$m_{\text{с2}} = m_{95} - m_{\text{розкл}} = 29500 - 756 = 28744 \text{ кг}$$

Маса сухої речовини після зброджування:

$$m_{\text{ср2}} = m_{\text{ср}} - m_{\text{розкл}} = 1475 - 756 = 719 \text{ кг}$$

Вологість суміші після зброджування:

$$W_{c2} = \left(1 - \frac{m_{\text{ср2}}}{m_{\text{с2}}}\right) \cdot 100 = \left(1 - \frac{719}{28744}\right) \cdot 100 = 97{,}5\%$$

Таким чином, дигестат після анаеробного зброджування має вологість близько 97,5 %, що відповідає рідкій фракції.

5.5.Розрахунок процесу очищення біогазу

У процесі очищення біогаз метаном і очищується від домішокзбагачується

Склад сирого біогазу наведено в таблиці 5.2.

Таблиця 5.2. Склад сирого біогазу

№	Компонент	Вміст у сирому біогазі, %	Вміст після очищення, %
1	CH_4	60–65	95
2	CO_2	30–35	3
3	H_2S	0,1–0,2	0,001
4	NH_3	сліди	0,002
5	H_2O (пара)	насичена	0,8
6	N_2	0–10	1

Об’єм метану до очищення:

$$V_{CH4} = V_б \cdot 0{,}62 = 657 \cdot 0{,}62 = 407{,}34 \text{ м}^3$$

Після очищення:

$$V_{CH4,\text{очищ.}} = V_б \cdot 0{,}62 = 657 \cdot 0{,}95 = 624{,}15 \text{ м}^3$$

5.5. Тепловий розрахунок

Розрахунок необхідної температури води для розбавлення субстрату

Температура органічних відходів:
влітку — $t_{вл}$= 25°C,
взимку — $t_{зим}$=10°C,

Маса води для розбавлення: $m_в = 23600$ кг

Маса відходів: $m_а = 5900$ кг

Кількість теплоти, необхідної для нагрівання відходів:

$$Q_{відх} = m_а \cdot c \cdot (T_{збр} - t_{збр}),$$

де

$C_в$ – теплоємність органічної фракції ТПВ, Дж/кг К, приймаємо $C_в$=4,18 (за завданням); с =4,18 кДж/(кг·°C)

$T_{збр}$=35°С — температура зброджування.

Влітку:

$$Q_{\text{відх.вл}} = 5900 \cdot 4{,}18 \cdot (35 - 25) = 246{,}6 \text{ МДж},$$

Взимку:

$$Q_{\text{відх.вз}} = 5900 \cdot 4{,}18 \cdot (35 - 10) = 616 \text{ МДж}$$

Визначимо необхідну температуру води для розбавлення

Температуру поданої води визначаємо з умови, що надлишок теплоти гарячої води покриває тепловитрати на підігрів відходів:

$$T_{H2O,поч,вл} = \frac{Q_{відх,вл}}{m_в \cdot C_{н2о}} + T_{збр} = \frac{246{,}02 \cdot 10^6}{23600 \cdot 4{,}19} + 35 = 37{,}5 \text{ ºС}$$

$$T_{H2O,поч,зим} = \frac{Q_{відх,зим}}{m_в \cdot C_{н2о}} + T_{збр} = \frac{616{,}55 \cdot 10^6}{23600 \cdot 4{,}19} + 35 = 41{,}15 \text{ ºС}$$

де$T_{H2O,поч,вл}$, $T_{H2O,поч,вз}$, $T_{H2O,поч,зим}$ необхідна початкова температура води для розбавлення влітку і взимку відповідно, ºС; $C_{н2о}$ –теплоємність води, Дж/кг К

Визначення кількості теплоти, необхідної для підтримання оптимальної температури зброджування у метантенку та витрати теплоносія

Кількість теплоти, що втрачається субстратом через стінку метантенка назовні:

- влітку:

$$Q_{\text{втр,літ}} = k_{\text{нз}} \cdot F_{\text{нз}} \cdot (T_{\text{зб}} - T_{\text{пов,літ}}) + k_{\text{з}} \cdot F_{\text{з}} \cdot (T_{\text{зб}} - T_{\text{гр}})$$

- взимку:

$$Q_{\text{втр,зим}} = k_{\text{нз}} \cdot F_{\text{нз}} \cdot (T_{\text{зб}} - T_{\text{пов,зим}}) + k_{\text{з}} \cdot F_{\text{з}} \cdot (T_{\text{зб}} - T_{\text{гр}})$$

середнє арифметичне:

$$Q_{\text{втр,літ}} = \frac{Q_{\text{втр,вліт}} + Q_{\text{втр,зим}}}{2}$$

де

$T_{\text{пов,літ}}$ і $T_{\text{пов,зим}}$ – температура навколишнього повітря в найтепліший і найхолодніший день влітку і взимку відповідно, °С. Приймаємо (як у довідниках для помірного клімату України):

$$T_{\text{пов,літ}} = 30°\text{C}, \; T_{\text{пов,зим}} = -5 \; °\text{C},$$

$T_{\text{гр}}$ – температура ґрунту, приймаємо середньорічну:

$$T_{\text{гр}} = 8°\text{C}$$

$T_{\text{збр}} = 35°\text{C}$ температураа зброджування.

F – площа поверхні теплобміну метантенка, м², яка складається з площі верхнього конуса (частина над землею) та заглибленої частини (циліндрична стінка, нижній конус і дно).

Геометричні параметри метантенка

Приймаємо метантенк:

Корисний об'єм - 300 м^3;

Діаметр - 9,3 м;

Висота циліндричної частини - 3 м

Висота верхнього конуса - 1,5 м;

Висота циліндричної частини - 3,0 м;

Висота нижнього конуса - 1,2 м.

Площа верхнього конуса (надземна частина):

$$F_{\text{нз}} = \pi R\sqrt{R^2 + H_{\text{в}}^2} = 3{,}14 \cdot 5\sqrt{5^2 + 1.5^2} = 82 \text{ м}^2$$

Площа заглибленої частини (циліндр + нижній конус + дно):

- циліндрична частина:

$$F_{\text{ц}} = 2\pi R\, H_{\text{ц}} = 2 \cdot 3{,}14 \cdot 5 \cdot 3 = 94{,}2 \text{ м}^2$$

- нижній конус:

$$F_{\text{кн}} = \pi R\sqrt{R^2 + H_{\text{н}}^2} = 3{,}14 \cdot 5\sqrt{5^2 + 1.2^2} = 80{,}7 \text{ м}^2$$

- дно:

- $F_{\text{д}} = \pi R^2 = 3{,}14 \cdot 5^2 = 78{,}54 \text{ м}^2$

Тоді

$$F_з = F_ц + F_{кн} + F_д = 94{,}5 + 80{,}7 + 78{,}54 \simeq 175{,}02 \text{ м}^2$$

Загальна площа теплобміну:

$$F = F_{нз} + F_з = 82 + 175{,}02 = 257{,}02 \text{ м}^3$$

Коефіцієнти теплопередачі

Враховуючи, що стінка метантенка – залізобетон товщиною $\delta_{ст}$=0,15 м з теплоізоляцією з мінеральної вати $\delta i_з$=0,05 м, при теплопровідностях:

$\lambda_{ст} = 1{,}69$ Вт/(м $\cdot^o$ С), $\lambda_{із} = 0{,}048$ Вт/(м $\cdot^o$ С),

Термічний опір ізоляційної частини:

$$R_{13} = \frac{\delta_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{\delta_{із}}{\lambda_{із}} \simeq \frac{0{,}15}{1{,}69} + \frac{0{,}05}{0{,}048} \simeq 0{,}089 + 1{,}042 = 1{,}13$$

Для заглибленої частини з урахуванням опору ґрунту приймаємо сумарний опір

$$R_з = 12{,}23; \text{ Тоді:}$$

$$К_з = \frac{1}{R_з} = \frac{1}{12{,}23} = 0{,}0818$$

Для надземної частини (верхній конус) термічний опір складається з опору конвекції повітря та стінки з ізоляцією.

Коефіцієнт тепловіддачі зовнішнього повітря (залежить від швидкості вітру v_b)

$$a_з = 11{,}6 + 7\sqrt{v_b} = 11{,}6 + 7\sqrt{5} = 27{,}5 \text{ Вт/(м} \cdot^o \text{С)},$$

Термічний опір конвекції:

$$R_м = \frac{1}{a_з} = \frac{1}{27{,}5} = 0{,}0367$$

Сумарний опір надземної частини:

$$R_{зп} = R_м + R_{13} = 0{,}0367 + 1{,}13 = 1{,}17$$

$$k_{зп} = \frac{1}{R_{зп}} = \frac{1}{1{,}17} = 0{,}085 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot {}^{o}\text{ C})$$

Оскільки конструкція ізоляції має деякі варіації у щільності та фактичній теплопровідності, а також через округлення при обчисленнях, у практиці теплотехнічних розрахунків коефіцієнт приймають у межах 0,08–0,09 Вт/(м²·°С).

Тому для подальших розрахунків прийнято: $k_з$ =0,082 Вт/(м²·°С), $k_з$ =0,082 Вт/(м²·°С).

Розрахунок втрат теплоти

Влітку:

$$Q_{втр,літ} = k_{нз} \cdot F_{нз} \cdot (T_{зб} - T_{пов,літ}) + k_з \cdot F_з \cdot (T_{зб} - T_{гр}) = 0{,}082 \cdot 82 \cdot (35 - 30)$$

$$+0{,}082 \cdot 175{,}02 \cdot (35 - 8) = 421{,}1 \text{ Вт}$$

Взимку:

$$Q_{втр,літ} = k_{нз} \cdot F_{нз} \cdot (T_{зб} - T_{пов,літ}) + k_з \cdot F_з \cdot (T_{зб} - T_{гр}) = 0{,}082 \cdot 82 \cdot (35 - (-5))$$

$$+0{,}082 \cdot 1 \cdot 175{,}02(35 - 8) = 656{,}4 \text{ Вт}$$

Середні втрати теплоти:

$$Q_{втр,літ} = \frac{Q_{втр,вліт} + Q_{втр,зим}}{2} = Q_{втр,літ} = \frac{421{,}1 + 656{,}4}{2} = 538{,}8 \text{ Вт}$$

Втрати теплоти за добу

Оскільки 1 Вт\год=3600 Дж, добові втрати теплоти становитимуть:

влітку :

$$q_{втр,літ} = Q_{втр,літ} \cdot 3600 \cdot 24 \cdot 10^{-6} \simeq 36{,}38 \text{ МДж/добу}$$

взимку :

$$q_{втр,зим} = Q_{втр,зим} \cdot 3600 \cdot 24 \cdot 10^{-6} \simeq 56{,}72 \text{ МДж/добу}$$

середні за рік :

$$q_{\text{втр,сер}} = Q_{\text{втр,сер}} \cdot 3600 \cdot 24 \cdot 10^{-6} \simeq 46{,}55 \text{ МДж/добу}$$

Витрата теплоносія

Маса теплоносія (води), необхідна для компенсації середніх втрат теплоти за добу при температурі теплоносія $T_{\text{п.,поч}} = 50 \ ^{o}\text{C}$ та температурі в метантенку $T_{\text{збр}} = 35 \ ^{o}\text{C}$, визначається:

$$m_{\text{т}} = \frac{46{,}55 \cdot 10^{3}}{4{,}19 \cdot (60 - 35)} = 440 \text{ кг/добу}$$

Отже, для підтримання необхідної температури зброджування у метантенку об'ємом 600 м³ потрібно подати приблизно **0,44 т/добу теплоносія** (гарячої води) з початковою температурою близько **60 °C**.

5.6. Розрахунок параметрів дигестату

Визначимо масу та вологість суміші, яка залишилась після анаеробного зброджування.

Загальна маса зброджуваної суміші (при 95 % вологості), кг/добу:

$$m_{95} = 29500 \text{ кг/добу}$$

Маса органічної беззольної речовини, що розклалась за добу:

$$m_{\text{розкл}} = 756 \text{ кг/доб}$$

Тоді загальна маса суміші після зброджування:

$$m_{\text{с2}} = m_{95} - m_{\text{розкл}} = 29500 - 756 = 28744 \text{ кг/добу}$$

Маса сухої речовини після зброджування:

$$m_{\text{ср2}} = m_{\text{с}} - m_{\text{розкл}} = 1475 - 756 = 719 \text{ кг/добу}$$

З них:

- маса золи (незмінна):

$$m_{z} = 29{,}5 \text{ кг/добу}$$

- маса залишкової органічної речовини

$$m_{o2} = m_{cp2} - m_z = 719 - 29{,}5 = 689{,}5 \text{ кг/добу}$$

Вологість дигестату

Вологість суміші після зброджування визначаємо за формулою:

$$W_{c2} = \left(1 - \frac{m_{\text{ср2}}}{m_{\text{с2}}}\right) \cdot 100 = \left(1 - \frac{719}{28744}\right) \cdot 100 = 97{,}5\%$$

За густини, близької до густини води ρ≈1000 кг/м^{3}об'єм дигестату становитиме:

$V_{\text{диг}} = \frac{m_{\text{ср2}}}{1000} = \frac{28744}{1000} = 28{,}7$ дм^3/добу

Отже, метантенк виробляє близько 28,7 т/добу рідкого дегестату з вологістю ≈97,5 %, що буде основною рідкою фракцією після вилучення біогазу.

РОЗДІЛ 5 . РОЗРОБКА СТАРТАП-ПРОЕКТУ

5.1 Резюме

У зв'язку з наростаючими екологічними проблемами, збільшенням обсягів харчових та побутових органічних відходів, а також потребою у зменшенні антропогенного навантаження на довкілля актуальним є впровадження ресурсоощадних технологій циркулярної біоекономіки. Одним із перспективних напрямів є інтегрована технологія переробки органічних відходів із одночасним отриманням біогазу (біометану), біополімерів – полігідроксиалканоатів (ПГА), а також органо-мінерального добрива. Така система забезпечує глибоку утилізацію відходів та формує високотехнологічний комплекс продуктів з підвищеною доданою вартістю [65].

Запропонований стартап передбачає поєднання процесів кислотогенезу, метаногенезу та біосинтезу ПГА в єдиному інтегрованому технологічному циклі. Органічні харчові залишки, жири, емульсії та побічні фракції косметичного виробництва використовуються як

сировина. У результаті біоконверсії отримують: очищений біометан, який може бути використаний як паливо або джерело електроенергії, біополімер ПГА – потенційну заміну традиційних пластмас, а також стабілізований дигестат, придатний для аграрного використання[65].

Конкурентними перевагами проєкту є зниження викидів парникових газів, утилізація значної частини органічних відходів міської інфраструктури, скорочення навантаження на полігони ТПВ, а також отримання трьох товарних продуктів у замкнутому циклі. Орієнтовна рентабельність проєкту є високою за рахунок мінімізації витрат на сировину та максимального використання енергії, що виробляється у процесі [65].

Назва розробки: біотехнологія комплексного отримання біогазу та ПГА з органічних відходів.

Мета проєкту: розробити технологію комплексної переробки органічних відходів шляхом поєднання процесів кислотогенезу, біосинтезу ПГА та метаногенезу для отримання біометану, біополімерів та добрив.

Об'єкт дослідження: технологічний процес інтегрованого зброджування органічних харчових і промислових відходів із поділом потоків ферментату на ПГА- та біогазову лінії.

Місце в інноваційному ланцюжку цінності розробки: ідея-розробка. За міжнародною класифікацією товарів і продуктів розробка належить до класу переробних біотехнологій та екотехнологій 400068.

Цінність розробки полягає у створенні екологічно безпечної технології, що мінімізує негативний вплив органічних відходів на

довкілля, одночасно забезпечуючи виробництво біометану як джерела енергії та біополімерів ПГА – біорозкладної альтернативи синтетичним пластмасам.

Суспільна цінність полягає у вирішенні проблеми зростання обсягів органічних харчових та промислових відходів, які негативно впливають на навколишнє середовище та спричиняють підвищення парникових викидів. Інтегрована технологія забезпечує їх глибоку утилізацію з одночасним отриманням біометану та біополімерів ПГА, що сприяє зменшенню навантаження на полігони, покращенню екологічного стану територій та зниженню залежності від природного газу та синтетичних пластиків.

Таблиця 5.1 – Резюме стартап проекту[66]

Показник	Характеристика
1. Сутність ідеї	Реалізувати інтегровану технологію отримання біогазу та ПГА з органічних харчових і промислових відходів
2. Наявність аналогів або прототипів	Відомі біогазові установки та системи синтезу ПГА; повної інтеграції двох процесів немає
3. Основна потреба	Утилізація органічних відходів, зменшення навантаження на полігони, отримання біопалива та біополімерів
4. Ступінь розробленості технології	Процес створення технології та лабораторної апробації
5. Класифікація продукту	Наукові і технологічні послуги з переробки відходів, виробництво біопалива та біополімерів
6. КВЕД	35.21 Виробництво газу; 20.16 Виробництво пластмас у первинних формах
7. Очікувана потужність стартапу	Середня
8. Масштаб виробництва	Вузькоспеціалізоване з можливістю масштабування
9. Рівень спеціалізації	Високотехнологічне
10. Необхідні ресурси	Органічні відходи, вода, живильні компоненти, електроенергія, тепло
11. Чисельність персоналу	Мала
12. Організатор управління	Національний інноваційний центр або приватний інвестор
13. Географічне розташування	Міста з високою щільністю населення та значними потоками органічних відходів
14. Потенційні партнери	Харчова і косметична промисловість, аграрний сектор, муніципальні служби
15. Характер інноваційного процесу	Екологічна утилізація, циркулярна біоекономіка
16. Місце у ланцюгу цінності	Зменшення навантаження на довкілля, заміна синтетичних пластиків ПГА
17. Бізнес-модель	B2B: продаж біометану, ПГА та добрив
18. Конкурентні позиції	На стадії формування; перевага — інтегрована система «VFA → ПГА + біометан»
19. Ключові фактори успіху	Енергоефективність, замкнений цикл, якісне обладнання, висока ефективність переробки
20. Споживачі	Комунальні підприємства, харчові та косметичні виробництва, аграрні підприємства
21. Планова кількість продукту	14 000–15 000 м³ біометану/міс., 500–800 кг ПГА/міс., 12–15 т добрива

5.2.Аналіз зовнішнього та внутрішнього середовища стартапу

Таблиця 5.2 – Аналіз загроз і можливостей зовнішнього середовища[66].

Загрози	Можливості
Економіка	
1. Зростання вартості енергоносіїв та обладнання	1. Зростання попиту на біометан як заміну природного газу
2. Коливання валютного курсу	2. Прибутковість виробництва ПГА
3. Високі інвестиційні витрати	3. Доступність «зелених» кредитів і грантів
4. Сезонні коливання складу сировини	4. Низька собівартість органічних відходів
Політика	
1. Нестабільність регуляторної політики	1. Підтримка державою «зеленої» енергетики
2. Неврегульованість нормативів ПГА	2. Розвиток законодавства щодо біополімерів
3. Штрафи при порушенні норм	3. Пільги для екотехнологій
4. Ускладнені дозвільні процедури	4. Розвиток державно-приватного партнерства
Науково-технічний прогрес	
1. Потреба у висококваліфікованому персоналі	1. Використання сучасного технологічного обладнання
2. Застарілі технології партнерів	2. Доступ до міжнародних технологій ПГА
3. Високі витрати на НДДКР	3. Участь у міжнародних наукових програмах
Географія	
1. Логістичні ризики	1. Достатній доступ до джерел органічних відходів
2. Регіональна нестабільність	2. Розвиток локальних центрів переробки
Екологія	
1. Низький рівень сортування відходів	1. Збереження навколишнього середовища
2. Недостатня екологічна культура населення	2. Скорочення викидів парникових газів

Таблиця 5.3 – Аналіз факторів зовнішнього оперативного середовища [66].

Фактор	Переваги	Недоліки
Виробники, постачальники	Стабільні потоки органічних відходів; постачальники в Україні	Нестабільність складу сировини; потреба у передобробці
Споживачі	Попит на біометан і ПГА; інтерес до екологічних рішень	Низька обізнаність про ПГА
Посередники	Розширення каналів збуту	Залежність від умов посередника
Конкуренти	Мала конкуренція у сфері ПГА	Конкуренція з біогазовими підприємствами

Таблиця 5.4 – Аналіз зацікавлених сторін [66].

Зацікавлена сторона	Вплив на проєкт	Цікавість до проєкту	Загальний коефіцієнт
Виробники	10	10	1
Постачальники	9	8	0,72
Споживачі	10	9	0,9
Посередники	8	7	0,56
Політичні структури	7	8	0,56
Економічні суб’єкти	9	7	0,63
Громадські організації	6	9	0,54
Суб’єкти НТП	10	9	0,9

Таблиця 5.5 – Переваги та недоліки внутрішнього середовища[66].

Фактор	Переваги	Недоліки
Організаційна структура	Гнучка структура управління; висока мотивація; швидке ухвалення рішень; відсутність застарілих процедур	Недостатність досвіду в реалізації комплексних біопроєктів; потреба у внутрішніх регламентах; обмежений адмінресурс
Маркетинг	Унікальний продуктовий портфель (біометан, ПГА, добрива); попит на екологічні рішення; можливість формування сильного «зеленого» бренду	Високі витрати на створення іміджу нової компанії; низька обізнаність ринку про ПГА; потреба у рекламі
Виробництво	Сучасна інтегрована технологія; висока енергоефективність; модульність масштабування; низька собівартість сировини	Висока вартість обладнання; дефіцит кваліфікованих фахівців; потреба у контролі якості сировини
Персонал	Висока мотивація; можливість залучення молодих фахівців; готовність до навчання	Нестача практичного досвіду з ПГА; потреба у тривалому навчанні; ризик плинності кадрів

Таблиця 5.6 – Переваги та недоліки внутрішнього середовища [66].

Фактор	Переваги	Недоліки
Організаційна структура	Раціоналізована система управління; чіткий розподіл функцій; створення підрозділів контролінгу, маркетингу, R&D	Недостатній досвід масштабування; ризики перевантаження керівництва; потреба у вдосконаленні контролю
Маркетинг	Партнерські зв'язки з підприємствами; участь у держпрограмах; конкурентна перевага у ПГА-сегменті	Висока вартість просування ПГА; потреба адаптації стратегій під різні сегменти
Виробництво	Налагоджені технологічні потоки; здатність працювати з різними типами відходів; висока якість продукції	Потреба в модернізації; дефіцит інженерів; чутливість ПГА-біосинтезу до порушень режиму
Персонал	Наявність досвідчених фахівців; проведене навчання; адаптивність до інновацій	Потреба у підвищенні кваліфікації у сфері ПГА; обмежений кадровий резерв; ризик дефіциту персоналу при масштабуванні

5.3 Визначення ключових факторів успіху проєкту [66].

На підставі проведеного аналізу внутрішнього та зовнішнього оперативного середовища стартапу було визначено ключові фактори успіху реалізації інтегрованої технології отримання біогазу та полігідроксиалканоатів (ПГА) з органічних відходів. До ключових факторів віднесено ті характеристики, які найбільшою мірою впливають на конкурентоспроможність проєкту та можуть бути оперативно змінені або вдосконалені в процесі виробництва [67].

З метою оцінювання конкурентних позицій стартапу відносно інших учасників ринку було використано метод Шопфілда, який дозволяє визначити вагомість окремих характеристик продукту та їхній вплив на загальний рівень успіху проєкту. Для аналізу було відібрано п’ять ключових характеристик:

– доступність сировини,

– ефективність роботи підприємства,

– рівень технічного обслуговування обладнання,

– інноваційність застосованої технології,

– енергоефективність виробництва.

Кожній характеристиці присвоєно коефіцієнт вагомості, після чого проведено оцінку нашого стартапу та двох умовних конкурентів. Результати оцінювання наведено в таблиці 5.7.

Таблиця 5.7– Приклад оцінки характеристики за методом Шонфільда [67].

Характеристика	Коефіцієнт вагомості	Наша продукція	Конкурент А	Конкурент Б
Доступність сировини	0,3	5	4	3
Ефективність роботи підприємства	0,25	4	3	2

Технічне обслуговування обладнання	0,2	4	4	3
Інноваційність технології	0,15	5	3	2
Енергоефективність	0,1	5	3	4

Наведено балову оцінку характеристик за методом Шопфілда та порівняння з конкурентами.

Характеристика	**Бальна оцінка характеристик**		
	Наша продукція	**Конкурент А**	**Конкурент Б**
Доступність сировини	1,5	1,2	0,9
Ефективність роботи підприємства	1	0,75	0,5
Технічне обслуговування	0,8	0,8	0,6
Інноваційність технології	0,75	0,45	0,3
Енергоефективність	0,5	0,3	0,4

На основі розрахованих бальних показників було сформовано графік, який відображає порівняння конкурентних переваг нашого підприємства з іншими учасниками ринку (рис. 6.1).

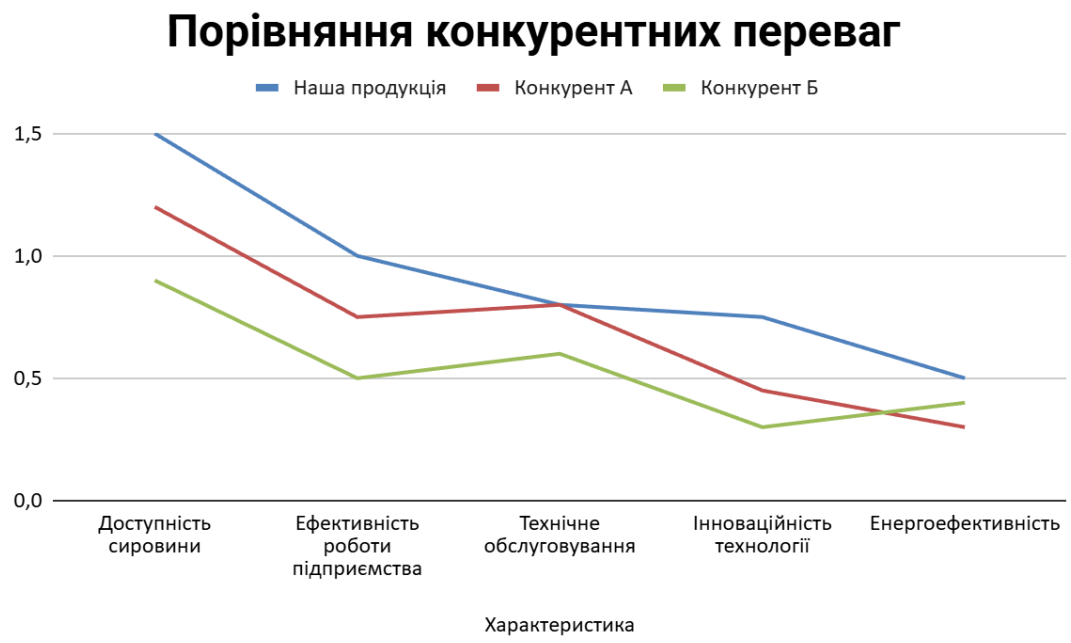


Рисунок 5.1 – Порівняння конкурентних переваг підприємства з конкурентами[68].

Метод Шонфільда використовується для визначення та оцінювання ключових факторів успіху підприємства на конкурентному ринку. У межах даного дослідження до таких факторів віднесено доступність сировини, ефективність роботи підприємства, рівень технічного обслуговування, інноваційність технології та енергоефективність виробництва. Оцінювання здійснюється за бальною шкалою з подальшим порівнянням інтегральних показників підприємства з основними конкурентами.

Отримані результати свідчать, що запропонована технологія має вищий інтегральний рівень конкурентних переваг, що обумовлено

насамперед підвищеною енергоефективністю, інноваційністю технологічних рішень та ефективною організацією виробничого процесу. Саме ці фактори формують передумови для зниження собівартості продукції, що підтверджується економічними розрахунками, наведеними у фінальній таблиці розділу.

Таблиця 5.8 – Варіанти розвитку ідеї стартапу

Варіант	Стислений опис можливого розвитку
1. Продаж технології іноземним компаніям	Експорт інтегрованої технології виробництва біогазу та ПГА, що включає сучасне обладнання, автоматизовані біореактори та мембранні системи очищення газу. Дозволяє вийти на міжнародні ринки та отримати стабільні валютні надходження.
2. Популяризація процесу альтернативної переробки відходів виробництв	Впровадження технології переробки органічних фракцій із отриманням біогазу та ПГА на регіональному рівні. Побічні продукти (фільтрат, дигестат) застосовуються як добрива, що підвищує комерційну привабливість проєкту.

Таблиця 5.9 – Класифікація потенційних споживачів [69]

Критерії	**Значення**
1. Юридична особа	
1. Форма власності	Приватне підприємство, мале або середнє виробництво
2. КВЕД	38.21 Виробнича діяльність; утворення та поводження з відходами; переробка органічних відходів
3. За потужністю	Малий або середній бізнес з обсягами відходів 0,5–10 т/добу
4. За масштабом виробництва	Серійне або масове виробництво; стабільні виробничі цикли
5. За рівнем спеціалізації	Вузькопрофільні або змішані виробництва, де утворюються органічні/харчові/технологічні відходи

6. За ресурсами	Працемісткі
7. За чисельністю персоналу	Малі, середні
8. За сферою діяльності	Виробничі
9. За наявністю капіталу і контролю	Національні
10. Територіальне розташування	На території України
11. За належністю організації управління	Національні
12. За характером господарської діяльності	Промислові
13. За рівнем технологічної цілісності	Філії
14. За іноземним капіталом	<40%
15. За формуванням статутного капіталу	Корпоративні
16. За організацією виробничих процесів	Безперервні
17. За роботою протягом року	Позасезонні
18. За географічним розташуванням	Територія України
19. За наявністю вільних ОЗ	Розташування лише у великих містах
2. Фізична особа	
1. Вік	Особи які досягли повноліття
2. За сплатоспроможністю	Всі
3. За соціальним рівнем	Будь-який
4. За способом життя:звички, традиції, стереотипи поведінки) Фізичні Психологічні Емоційні Духовні Соціальні	Всі - - - - -
5. Тип особистості Традиціоналіст Ідеаліст Фрустрант Реаліст	Всі

6. .За ставленням до товару Мотивація придбання Пошук вигоди Ставлення до товару Інформованість про товар Інтенсивність споживання товару	Екологічно свідоме; позитивне сприйняття технологій переробки
7. За сімейними цінностями	Будь-який
8. За співвідношенням бажання придбати і ціни	Відповідність середньому рівню доходу
9. За інтенсивністю споживання товару	Періодичне

Таблиця 5.10– Паспорт потенційного клієнта [69].

Характеристика	Значення	Примітки
Організаційно-правова форма	Приватне або комунальне підприємство	-
Класифікація		
- за потужністю	Середнє	
- за чисельністю персоналу	Мале	
- за обсягом виробництва	Масове / серійне	
- за сезонністю виробництва	Позасезонне	
Розташування	Місто з чисельністю населення понад 80 тис. осіб	
Вид продукту, який потрібен даному споживачеві	Біогаз, стабілізований дигестат, технічна вода	
Призначення придбаної розробки	За призначенням — переробка відходів підприємства, зменшення витрат на утилізацію, отримання енергії	
Кваліфікація персоналу підприємства	Робочі; службовці; керівники; інженерно-технічний персонал	
Потенційний обсяг споживання розробки	<1 т; 1–5 т; >5 т відходів на добу	
Типове рішення про придбання розробки	Директор, головний інженер, керівник виробництва	

Таблиця 5.11 – Запланований обсяг реалізації стартап-продукту

Запланований	**березень 2026**	**квітень 2026**	**травень 2026**	**червень**

обсяг				**2026**
Біогаз, м³/міс	20100	20100	20100	20100
ПГА, кг/міс	1950	1950	1950	1950
Запланований обсяг	**липень 2026**	**серпень 2026**	**вересень 2026**	**жовтень 2026**
Біогаз, м³/міс	20100	20100	20100	20100
ПГА, кг/міс	1950	1950	1950	1950
Запланований обсяг	**листопад 2026**	**грудень 2026**	**січень 2027**	**лютий 2027**
Біогаз, м³/міс	20100	20100	20100	20100
ПГА, кг/міс	1950	1950	1950	1950

Таблиця 5.12 – Проєктні ціни продажу

Найменування товару	Кількість, од	Ціна, грн/од	Аналоги, прототипи	Кількість, од
Біогаз	За м³	25	Природний газ за м³	20–30
ПГА	За кг	250	Біополімер PHB/PHBV	220–300

Основні методи ціноутворення:

1. Метод, орієнтований на витрати (витратний метод)

Витратний метод ціноутворення передбачає формування ціни продукції на основі повної собівартості одиниці продукції з урахуванням нормативного прибутку. У межах даного проєкту норму прибутку прийнято на рівні 5 % від собівартості, що відповідає умовам реалізації інноваційної продукції та забезпечує мінімально необхідний рівень економічної ефективності [69].

Ціна визначається за формулою:

$$Ц = С \cdot (1 + r), \text{ де}$$

Ц – прогнозована ціна товару, грн/од,

С – розрахована собівартість , грн/од. (r=0,05 — норма прибутку.)

За результатами економічних розрахунків приймаємо для ПГА, що повна собівартість продукції становить:

С=206,6 грн/кг.

Відповідно, ціна продукції за витратним методом складає:

Тоді: $Ц_{5\%}$=206,6·1,05=216,9 грн/кг.

Отримане значення є базовою (мінімально допустимою) ціною, тоді як у фінансових розрахунках проєкту прийнято ринкову відпускну ціну 230 грн/кг, що дозволяє забезпечити рентабельність 11,32 %, скоротити строк окупності капіталовкладень та підвищити фінансову стійкість проєкту [69].

За результатами економічних розрахунків приймаємо для біогазу , що повна собівартість продукції становить: С = 29,75 грн/м³; норма прибутку – 5 % (0,05).

$Ц_{5\%}$=29,75·1,05=31,2375≈31,24 грн/м^3

Прибуток на 1 м³:

$П_{5\%}$=29,75·0,05=1,4875≈1,49 грн/м^3

У фінальній таблиці прийнято ринкову ціну: Ц=40 грн/м3 Тоді: П=40−29,75=10,25 грн/м

R=29,7510,25·100=34,5%

Ціноутворення біогазу виконано витратним методом із нормою прибутку 5 % від собівартості. Відповідно до фінальної таблиці повна собівартість біогазу становить 29,75 грн/м³, тому розрахункова ціна за витратним методом складає 31,24 грн/м³. У фінансових розрахунках проєкту прийнято ринкову відпускну ціну 40 грн/м³, що забезпечує прибуток 10,25 грн/м³ та рентабельність 34,5 % [69].

2. Агрегатний метод

Метод застосовується до товарів із складових елементів:

$Ц = Ц_1 + Ц_2 + \ldots + Ц_n$ грн/одгрн/одгрн/од

Для ПГА приймаємо такі складові:

- $Ц_1$ — очищення та екстракція полімеру: 45 грн/кг
- $Ц_2$ — ферментація та накопичення ПГА: 55 грн/кг
- $Ц_3$ — лізис клітин: 12 грн/кг
- $Ц_4$ — концентрування та сушка: 25 грн/кг

Для ПГА:

На етапі впровадження:

Ц = 45 + 55 + 12 + 25 = **137 грн/кг**

Ціна при виході на планову потужність:

(економія масштабу – зменшення витрат ~10%)

$Ц_{рр}л = 137 \times 0,9 =$ **123,3 грн/кг**

Для біогазу:

На етапі впровадження:

Ц = 5,0 + 4,0 + 3,0 + 6,0 = **18,0 грн/м³**

Ціна при виході на планову потужність (зниження витрат на очищення та стиснення):

Цпл = 4,5 + 3,5 + 3,0 + 6,0 = **17,0 грн/м³**

3. Параметричний метод

Метод враховує вагомість якісних параметрів товару і оцінку цих параметрів споживачем.

$$Ц_{нової\ моделі} = Ц_{\ базової\ моделі} \times \frac{балова\ цінканової\ моделі}{балова\ оцінка\ базової\ моделі}, [грн/од]$$ де

Ц.нової моделі – ціна ідеї, технології, розробки, за якою ми пропонуємо її на ринку, грн/од., Ц.базової моделі – ціна прототипу, аналогу, які вже існують на ринку, грн/од.,

Таблиця 5.13 – Розрахунок ціни біогазу та пга параметричним методом

	Параметри						**Ціна**
	1		2		3		
Продукт	бали	Коеф. вагомості	бали	Коеф. вагомості	бали	бали	бали · коефіцієнт вагомості / розрахунок
Аналог (природний газ)	90	0,2	85	0,4	70	0,4	(90*0,2+85*0,4+70*0,4) = 80

Новий продукт (біогаз)	80	0,2	80	0,4	95	0,4	(80*0,2+80* 0,4+95*0,4) = 86
Аналог (PHB/PHBV)	80	0,2	75	0,4	90	0,4	(800,2 + 750,4 + 90*0,4 = 82)
Новий продукт (ПГА)	85	0,2	80	0,4	90	0,4	(850,2 + 800,4 + 90*0,4 = 85)

Таким чином ціна розрахована параметричним методом для біогазу становить:

$$Ц_{н.м} = 25\frac{80}{86} = 23{,}3 \text{ грн/ м}^3$$

Таким чином ціна розрахована параметричним методом для пга становить:

$$Ц_{н.м} = 250\frac{82}{85} = 241{,}2 \text{ грн/кг}$$

4. Метод на основі аналізу точки беззбитковості.

Таблиця 5.14.1 – Калькуляція собівартості стартап-продукту біогазу[68]

Елемент собівартості	Кількісний показник	Вартісний показник
1. Етап розробки ідеї		
Сировина, матеріали (60 %)	–	6 383,74 грн/добу
Амортизація (60 %)	–	6539,37 грн/добу
Заробітна плата і нарахування (60 %)	15 осіб	7 219,80 грн/добу
Разом витрати на добу	–	20142,80 грн/добу
Випуск біогазу	677 м³/добу	–
Собівартість 1 м³ біогазу	–	29,75 грн/м³

2. Етап ринкового дослідження		
Сировина, матеріали (60 %)	–	6 383,74 грн/добу
Амортизація (60 %)	–	6539,37 грн/добу
Заробітна плата і нарахування (60 %)	15 осіб	7 219,80 грн/добу
Разом витрати на добу	–	20142,80 грн/добу
Випуск біогазу	677 м³/добу	–
Собівартість 1 м³ біогазу	–	29,75 грн/м³
3. Етап впровадження (дослідного випробування)		
Сировина, матеріали (60 %)	–	6 383,74 грн/добу
Амортизація (60 %)	–	6539,37 грн/добу
Заробітна плата і нарахування (60 %)	15 осіб	7 219,80 грн/добу
Разом витрати на добу	–	20142,80 грн/добу
Випуск біогазу	677 м³/добу	–
Собівартість 1 м³ біогазу	–	29,75 грн/м³
4. Етап виходу на планову потужність		
Сировина, матеріали (60 %)	–	6 383,74 грн/добу
Амортизація (60 %)	–	6539,37 грн/добу
Заробітна плата і нарахування (60 %)	15 осіб	7 219,80 грн/добу
Разом витрати на добу	–	20142,80 грн/добу
Випуск біогазу	677 м³/добу	–
Собівартість 1 м³ біогазу	–	29,75 грн/м³

Таблиця 5.14.2 – Калькуляція собівартості стартап-продукту ПГА[31]

Елемент собівартості	**Кількісний показник**	**Вартісний показник**

1. Етап розробки ідеї		
Сировина, матеріали (40 %)	–	4 255,83 грн/добу
Амортизація (40 %)	–	4 359,58 грн/добу
Заробітна плата і нарахування (40 %)	15 осіб	4 813,20 грн/добу
Разом витрати на добу	–	13 428,58 грн/добу
Випуск ПГА	65 кг/добу	–
Собівартість 1 кг ПГА	–	206,6грн/кг
2. Етап ринкового дослідження		
Сировина, матеріали (40 %)	–	4 255,83 грн/добу
Амортизація (40 %)	–	4 359,58 грн/добу
Заробітна плата і нарахування (40 %)	15 осіб	4 813,20 грн/добу
Разом витрати на добу	–	13 428,58 грн/добу
Випуск ПГА	65 кг/добу	–
Собівартість 1 кг ПГА	–	206,6грн/кг
3. Етап впровадження (дослідного випробування)		
Сировина, матеріали (40 %)	–	4 255,83 грн/добу
Амортизація (40 %)	–	4 359,58 грн/добу
Заробітна плата і нарахування (40 %)	15 осіб	4 813,20 грн/добу
Разом витрати на добу	–	13 428,58 грн/добу
Випуск ПГА	65кг/добу	–
Собівартість 1 кг ПГА	–	206,6 грн/кг
4. Етап виходу на планову потужність		
Сировина, матеріали (40 %)	–	4 255,83 грн/добу
Амортизація (40 %)	–	4 359,58 грн/добу
Заробітна плата і нарахування (40 %)	15 осіб	4 813,20 грн/добу

Разом витрати на добу	–	13 428,58 грн/добу
Випуск ПГА	65 кг/добу	–
Собівартість 1 кг ПГА	–	206 , 6 грн/кг

Таблиця 5.15 – Забезпеченість проєкту основними засобами

Місце ОЗ у технологічному процесі	Назва ОЗ	Повна початкова вартість, грн	Плановий період експлуатації	Очікуваний постачальник	Джерело фінансування / придбання
Комунікації та транспортування сировини	Трубопроводи (харчовий ПЕ/ПП, DN50–DN150)	50 000	10 років	Wavin, Valrom	Інвестиції, державні гранти
Завантаження й подрібнення відходів	Подрібнювач органічних відходів (молотковий, 5–7 т/год)	70 000	8 років	Komar Industries / українські аналоги	Інвестиції
Гідротермічна обробка	Пастеризатор 70–80 °C, 10 м³/год	500 000	10 років	GEA, Inox Technologies	Інвестиції, державні гранти
Кислотогенез (CSTR-1)	Кислотогенний реактор 20 м³ з мішалкою та підігрівом	250 000	12 років	BiogasTech, BTS Biogas	Кредит, інвестиції
Анаеробний реактор (CSTR-2)	Анаеробний реактор 400–500 м³ з системою підігріву	100 000	15 років	Zorg Biogas, Kompogas	Кредит, інвестиції
Зберігання біогазу	Газгольдер мембранний 500 м³	200 000	12 років	Biogas Engineering, Metacon	Інвестиції
ТЕЦ / когенерація	Газовий генератор 100–	20000	10 років	Jenbacher, MWM	Кредит, інвестиції

	150 кВт				
Лінія вилучення ПГА	Ферментер 5 м³ з автоматикою	30 000	10 років	Sartorius / BioTech UA	Інвестиції, гранти
	Мішалка і ємність дя відділення біомаси	60 000	10 років	Andritz / Flottweg	Інвестиції
	Реактор лізису та екстракції ПГА	40 000	8 років	GEA / локальні виробники	Інвестиції
Лабораторія контролю якості	Лабораторне обладнання (pH-метри, спектрофотометри, термостати)	100 000	7 років	Mettler Toledo, Thermo Fisher	Державні гранти, інвестиції
Складське обладнання	Резервуари для сировини та фільтратів (10–50 м³)	50 000	12 років	Inoxprom, UkrInox	Інвестиції
Автоматизація технологічного процесу	PLC-система Siemens / Schneider Electric	100 000	10 років	Siemens, Schneider Electric	Інвестиції
Додаткове обладнання	Насоси, змішувачі, теплообмінники	70 000	8–10 років	Grundfos, Wilo	Інвестиції
Сушіння ПГА	Сушарка для ПГА (спрей-сушарка 50–100 кг/год)	400 000	10 років	GEA Niro, SPX Flow	Інвестиції, гранти
Грануляція ПГА	Гранулятор полімерів (водокільцевий або ножовий)	137 000	10 років	Nanjing KY Machinery, AMANDUS KAHL	Інвестиції

Підготовка робочих розчинів для екстракції ПГА	Міксер-хімреактор для приготування робочих розчинів (луг/кислота/етанол), 1–1,5 м³, з мішалкою	140 000 грн	8 років	GEA, InoxProm, LavinaTech (UA)	Інвестиції
Підготовка робочих розчинів	Дозувальна станція (насоси-дозатори + контроль pH/концентрації)	20 000 грн	7 років	Grundfos, ProMinent	Інвестиції, гранти
Генерація гарячої води та пари для пастеризації	Парогенератор електричний 100–150 кг пари/год (70–140 °C)	600 000 грн	10 років	Fulton, Certuss, Теплоенергетика (UA)	Інвестиції, кредит
Підготовка теплоносія для пастеризатора	Баки-акумулятори гарячої води 1–2 м³	280 000 грн	10 років	UkrInox	Інвестиції
Автоматика та контроль пастеризації	Система автоматизації: термопари, витратоміри, контролери температури	190 000 грн	7 років	Siemens, Schneider Electric	Інвестиції

Таблиця 5.16 – Забезпеченість проєкту оборотними фондами

Група ОЗФ	Назва	Норма витрат на рік	Ціна, грн/од	Очікуваний постачальник	Джерело фінансування

Сировина і матеріали	Органічні відходи підприємства (харчові, жировмісні фракції)	1 320 т/рік (≈4 т/добу)	0 грн/т*	Власне підприємство / місцеві кафе, виробництва	Власні ресурси
Сировина і матеріали	Поживні солі, мінеральні компоненти для ПГА	99 т/рік	30 000 грн/т (орієнтовно)	Постачальники хімічних реактивів в Україні	Оборотні кошти
Сировина і матеріали	Технічний етанол 94–96% для екстракції ПГА	66 т/рік	71 400 грн/т	Вітчизняні виробники спирту	Оборотні кошти / кредит
Сировина і матеріали	Допоміжні реагенти (лужні/кислотні розчини, антипінні, коагулянти)	25 т/рік	40 000 грн/т (орієнтовно)	Постачальники промислової хімії	Оборотні кошти
Паливо та енергія	Електроенергія для насосів, мішалок, біореакторів, очищення газу	550 МВт·год/рік (≈1 670 кВт·год/добу)	7,0 грн/кВт·год (розрахунково, вище за побутові 4,32 грн/кВт·год)	Регіональний постачальник електроенергії	Оборотні кошти
Паливо та енергія	Допалювання природним газом (підігрів, резерв)	30 тис. м³/рік	22 грн/м³ (у межах діапазону 16,1–26,4 грн/м³)	Газопостачальні компанії	Оборотні кошти
Вода технічна	Вода для приготування суспензій, охолодження	15 тис. м³/рік	45 грн/м³ (орієнтовний тариф водоканалу)	Місцеве водоканал-підприємство	Оборотні кошти

Таблиця 5.17 – Забезпеченість проекту трудовими ресурсами

Категорія кадрів	Назва посади	Чисельність за списком	Кваліфікаційні вимоги
Робочі основні	Оператор біогазової установки	2	Повна середня освіта; спеціальна підготовка з експлуатації біогазових комплексів
	Аппаратник лінії ПГА	2	Технічна освіта; навички роботи з ферментерами
Робочі допоміжні	Слюсар-ремонтник	1	Професійно-технічна освіта
	Електрик	1	Професійно-технічна освіта
	Лаборант хіміко-біологічного контролю	1	Коледж/бакалавр біотехнологій
Спеціалісти	Інженер-технолог з переробки органічних відходів	2	Вища освіта (магістр), досвід роботи від 2 років
	Біотехнолог (лінія ПГА)	2	Вища освіта (біотехнологія/мікробіологія)
	Технолог КВП та автоматики	2	Вища освіта; знання контролерів PLC
Керівники	Начальник зміни виробництва	1	Вища освіта; досвід 3+ роки
	Начальник станції (біогаз + ПГА)	1	Вища технічна освіта; досвід управління

Джерела фінансування проєкту сформовано за рахунок залучених коштів: вітчизняних кредитних програм, державних і недержавних грантів. Додатковими фінансовими надходженнями виступають банківські інвестиційні кредити та власні ресурси підприємства, отримані від реалізації продукції.

Таблиця 5.18.1 – Техніко-економічні показники проекту для частини технології ,що враховує кінцевий продукт біогаз

Показники	Одиниця виміру	Умовне позначення, формула, значення
1. Річний обсяг реалізації ідеї, технології, методики	м³	$Q_{річ}$= 677 *365 = 247105
2. Середньорічна чисельність персоналу за списком	Осіб	N = 15
3. У тому числі:		
– основних	Осіб	4
– допоміжних	Осіб	3
– спеціалістів	Осіб	6
– керівників	Осіб	2
4. Середньорічний виробіток робітника	м³/особу	W = $Q_{річ}$/N = 247105 / 15 = 16473,67
5. Капіталовкладення у проект	грн; грн/м³	Сума $О_З$ з табл. 6.15, частка 60 % для біогазу: K = 2500000 грн; $K_{уд}$ = K/$Q_{річ}$ = 10,2 грн/м³
6. Повна собівартість – всього та на одиницю продукції	грн; грн/м³	$С_{річ}$ = C * $Q_{річ}$ = 29,75·247105= =29,75·247105=7351373,75 грн; C =29,75
7. Відносний прибуток	грн; грн/м³	Ціна 40 грн/м³. П=(40 −29,75)·Qріч=2532826,25 грн Пуд =10,25 грн/м³ грн/м³
8. Рентабельність (окремо на процес розробки і на процес реалізації проекту)	%	R = $П_{уд}$ /C * 100 = 10,25/29,75·100=34,5%
9. Період повернення капіталовкладень	років	$Т_{окуп}$=K/П= 250000/2532826,25≈ 1рік
10. Фондовіддача виробничих фондів	грн/грн	$F_{відд}$ =Виручка/K=(40·247105)/25000000=3,95 грн/грн
11. Фондомісткість	грн/грн	$F_м$=K/Виручка=0,25 грн/грн

12. Продуктивність праці (окремо на процес розробки і на процес реалізації проекту)	м³/люд·год	$P=Q_{річ}/(N\cdot 8760)=1,88$ м³/люд·год
13. Коефіцієнт економічної ефективності (окремо на процес розробки і на процес реалізації проекту)	–	$E=П/К=2532826,25/\approx 1,01$

Таблиця 5.18.2 – Техніко-економічні показники проекту для частини технології ,що враховує кінцевий продукт пга

Показники	Одиниця виміру	Умовне позначення, формула, значення
1. Річний обсяг реалізації ідеї, технології, методики	кг	$Q_{річ}=$ 65*365 = 23725
2. Середньорічна чисельність персоналу за списком	Осіб	N = 15
3. У тому числі:		
– основних	Осіб	4
– допоміжних	Осіб	3
– спеціалістів	Осіб	6
– керівників	Осіб	2
4. Середньорічний виробіток робітника	кг/особу	$W = Q_{річ}/N$ = 23725 / 15 = 1581

5. Капіталовкладення у проект	грн; грн/кг	Сума $О_З$ з табл. 6.15, частка 40 % для біогазу: К = 1600000 грн; $К_{уд} = К/Q_{річ}$ = 67,43 грн/кг
6. Повна собівартість – всього та на одиницю продукції	грн; грн/кг	$С_{річ} = С * Q_{річ}$ = 206,6·23725=4901585грн; C =206,6
7. Відносний прибуток	грн; грн/кг	Ціна 230 грн/м³. П=(230 −206,6)·Qріч=555265 грн Пуд =23,4 грн/м³ грн/м³
8. Рентабельність (окремо на процес розробки і на процес реалізації проекту)	%	$R = П_{уд} /С * 100$ = 23,4/206,6·100=11,32%
9. Період повернення капіталовкладень	років	$Т_{окуп}$=К/П=1600000 /555265≈28,8 року
10. Фондовіддача виробничих фондів	грн/грн	$F_{відд}$=Виручка/К=(230·23725)/1600000 =3,4 грн/грн
11. Фондомісткість	грн/грн	$F_м$=К/Виручка=0,29грн/грн
12. Продуктивність праці (окремо на процес розробки і на процес реалізації проекту)	м³/люд·год	$Р=Q_{річ}/(N·8760)$=0,18 м³/люд·год
13. Коефіцієнт економічної ефективності (окремо на процес розробки і на процес реалізації проекту)	–	Е=П/К=555265/1600000≈0,35

5.4 Концепція бізнес-моделі проекту та карта бізнес-процес

Таблиця 5.19 – Карта бізнес-процесів виконання стартап-проекту

Стадія реалізації стартап-проєкту	Бізнес-процеси	Задіяні ресурси	Орієнтовна тривалість процесу	Верхня межа фінансових витрат

1. Розробка ідеї стартапу	– Формування концепції технології– Попередній техніко-економічний аналіз– Розробка технологічних схем– Підготовка матеріалів для інвесторів	Робота розробників, консультантів	1 місяць	40 000 грн
2. Реалізація ідеї	– Підписання контрактів і договорів– Закупівля матеріалів і обладнання– Проведення будівельно-монтажних робіт– Налаштування комунікацій і автоматики– Тестування систем– Введення в експлуатацію	Робота керівництва, інженерів, персоналу	2 місяці	4000000 грн
3. Впровадження у виробництво (пілотний запуск)	– Продаж біогазу– Продаж твердих і рідких добрив– Запуск лінії вилучення ПГА– Закупівля запасних матеріалів– Оптимізація роботи ферментерів і метантенків	Робота керівництва, операторів, лабораторії	1 рік	800000 грн
4. Масштабна реалізація продукції (повний комерційний цикл)	– Масовий продаж біогазу– Масовий продаж добрив– Продаж ПГА-грануляту– Закупівля витратних матеріалів і сервісне обслуговування	Робота керівництва та персоналу	1 рік	1000000 грн

Таблиця 5.20 – Системний аналіз бізнес-процесів стартап

Функції	Розробник	Начальник станції	Заступник начальника	Начальник зміни	Спеціаліст	Робочі допоміжні	Робочі основні
Розробка стартап-проєкту	+	+	+	-	+	-	-
Підписання контрактів та договорів	+	+	+	-	-	-	-
Закупка матеріалів та обладнання	-	+	+	-	+	-	-
Проведення комунікацій	-	+	+	-	+	+	-
Будівництво станції	-	+	+	-	+	+	+
Тестування та введення в експлуатацію	-	+	+	+	+	-	+
Закупка запасних частин	-	+	+	+	+	-	-
Продаж біогазу	-	+	+	+	+	-	-
Продаж рідких і твердих добрив / ПГА	-	+	+	+	+	-	-

Для ефективного впровадження проєкту необхідно:

- ідентифікувати потенційні ризики та їхні джерела;
- визначити й впровадити заходи, що дозволять запобігти виникненню ризиків або максимально зменшити їхній вплив.

Таблиця 5.21 – Ризики інноваційної розробки

Назва процесу / стадії реалізації	Бізнес-процеси	Зовнішні ризики	Внутрішні ризики

проєкту			
Розробка ідеї стартапу	Формування концепції AD–CSTR + ПГА-лінії	Зміни екологічного законодавства; перегляд тарифів на «зелений» газ	Недостатня деталізація проектних рішень; нестача експертного досвіду
Реалізація ідеї	Підписання контрактів, угод	Нестабільність ринку обладнання; зрив постачань через воєнний стан	Помилки в технічних вимогах; слабка комунікація між підрядниками
	Закупівля обладнання та матеріалів	Ріст цін, інфляція; подорожчання імпорту	Дефіцит коштів; необхідність уточнення специфікацій
	Проведення комунікацій (електрика, водопостачання, газ)	Ріст цін на будівельно-монтажні роботи	Відставання від графіка; нестача кваліфікованих виконавців
	Будівництво та монтаж станції	Коливання вартості матеріалів; перебої з логістикою	Технічні помилки при монтажі; неузгодженість документації
	Тестування та введення в експлуатацію	Підвищення експлуатаційних витрат; нестабільність електропостачання	Дефіцит коштів; недосконаліть технологічного регламенту
Впровадження у виробництво	Виробництво біогазу (CSTR-1 → CSTR-2)	Закриття/відмова постачальників субстрату; падіння цін на газ	Низький рівень автоматизації; помилки персоналу
	Вилучення ПГА (ферментація, центрифугування, екстракція)	Подорожчання реагентів (луги, кислоти, етанол)	Недостатня кваліфікація персоналу; перевитрати

			реагентів
	Закупівля запасних частин	Ріст цін	Неналежне техобслуговування, аварії обладнання
Масова реалізація продукції	Продаж біогазу	Коливання ринку енергоресурсів; поява конкурентних AD-станцій	Відносно низький рівень маркетингу; слабка переговорна стратегія
	Продаж ПГА-полімеру	Поява дешевших конкурентів; змінність світових цін на біополімери	Нестабільність якості ПГА; ризик невиконання специфікацій
	Закупівля матеріалів та реагентів	Ріст цін на ферментативні, хімічні та енергетичні ресурси	Дефіцит бюджету; помилки в плануванні закупівель

Таблиця 5.22 – Ризики інноваційної розробки та ймовірність їх настання

Види ризиків	Назва ризику	Ймовірність настання	Вплив на очікуваний результат
ЗОВНІШНІ РИЗИКИ			

Економічні	Зростання цін на органічну сировину та реагенти (луг, кислоти, етанол)	Висока	Високий
	Зміна тарифів на енергоносії (електроенергію, тепло)	Середня	Середній
	Нестабільність ринку біополімерів (ПГА)	Середня	Середній
Політичні / регуляторні	Зміни екологічного законодавства, вимог до AD-станцій	Низька–середня	Високий
	Скасування або зменшення державної підтримки «зелених» проєктів	Середня	Середній
Демографічні / ресурсні	Зменшення кількості постачальників відходів	Висока	Високий
	Дефіцит кваліфікованих інженерно-технічних кадрів	Середня	Високий
Науково-технічний прогрес	Поява більш продуктивних біореакторів та технологій ПГА	Низька	Середній
	Технологічне старіння	Середня	Середній

	обладнання		
Конкурентні	Зростання кількості біогазових/ПГА-проєктів	Низька	Низький
	Вихід на ринок дешевших іноземних біополімерів	Середня	Середній
ВНУТРІШНІ РИЗИКИ			
Виробничі	Дефіцит фінансових ресурсів на експлуатацію	Висока	Високий
	Аварії обладнання (ферментер, метантенк, центрифуга)	Середня	Високий
Персонал	Недостатня кваліфікація операторів AD-станції та лінії ПГА	Середня	Середній
	Низький рівень мотивації працівників	Середня	Середній
Організація виробництва	Недостатня автоматизація процесів	Середня	Високий
	Відсутність ефективного менеджменту, помилки планування	Низька–середня	Середній

Таблиця 5.23 – Матриця оцінки ризиків [31]

За впливом ризиків на очікуваний результат	Числове значення	Низька ймовірність (1)	Середня ймовірність (2)	Висока ймовірність (3)
Високий рівень впливу	3	3 (3×1)	6 (3×2)	9 (3×3)
Середній рівень впливу	2	2 (2×1)	4 (2×2)	6 (2×3)
Низький рівень впливу	1	1 (1×1)	2 (1×2)	3 (1×3)

Таблиця 5.24 – План заходів з управління ризиками

Назва ризику	Назва методу управління ризиком	Відповідальні виконавці	Період виконання / застосування методу	Очікувані результати від впровадження методу управління
Зростання цін на сировину для біогазу та ПГА	Пошук альтернативних постачальників, укладання довгострокових контрактів	Керівництво	2 місяці	Стабілізація цін, зменшення собівартості виробництва
Закриття підприємств — постачальників	Диверсифікація каналів поставок, створення резервного фонду сировини	Керівництво	1 місяць	Безперебійна робота виробництва, зниження ризику зупинки
Зменшення кількості постачальників сировини	Пошук нових місцевих та міжнародних постачальників	Керівництво	1 місяць	Підвищення стабільності матеріального забезпечення
Дефіцит коштів	Залучення інвестицій, участь у грантових програмах, переговори з банками	Керівництво	2 місяці	Забезпечення фінансування проєкту

Зростання конкуренції (нові біогазові установки / ПГА-виробники)	Підвищення якості продукції, оптимізація технології, маркетингові заходи	Керівництво + спеціалісти	Постійно	Підвищення конкурентоздатності, розширення ринку
Підвищення поточних витрат (електроенергія, обладнання)	Оптимізація енергоспоживання, впровадження енергоощадних технологій	Інженери-технологи	3 місяці	Зменшення експлуатаційних витрат
Низька мотивація персоналу	Впровадження мотиваційних програм, преміювання, навчання	Керівництво	1 місяць	Підвищення продуктивності та якості роботи
Відсутність ефективного менеджменту	Навчання менеджменту, удосконалення системи управління	Керівництво	2 місяці	Зменшення організаційних помилок, підвищення ефективності
Ріст цін на обладнання та матеріали для ПГА	Контракти з виробниками, планова закупівля заздалегідь	Відділ закупівель	1–2 місяці	Стабілізація капітальних витрат
Ризики зриву поставок обладнання	Моніторинг логістики, вибір кількох альтернативних постачальників	Відділ логістики	Постійно	Безперебійне введення проєкту в експлуатацію

Таблиця 5.25 – Методи управління ризиками

Методи управління ризиками	Приклад методу (адаптовано під біогаз і ПГА)
Ухилення від ризику	– Відмова від співпраці з ненадійними постачальниками сировини; – Відмова від використання експериментальних або нестабільних технологій; – Відмова від участі у проєктах із високою ймовірністю збитків (наприклад, постачальники з нестабільних регіонів).
Прийняття ризику	– Самострахування підприємства; – Формування матеріальних резервів на ремонт і заміну обладнання (газгольдерів, реакторів ПГА, насосів); – Створення фінансового резерву на компенсацію коливань вартості електроенергії та сировини; – Отримання кредитів чи грантів для покриття можливих збитків та забезпечення безперебійної роботи виробництва; – Покриття дрібних збитків за рахунок прибутку підприємства.
Попередження (скорочення) ризику	– Встановлення енергозберігаючого обладнання для зменшення витрат; – Зниження ризику технічних відмов через регулярне технічне обслуговування метантенків та установок ПГА; – Розподіл ризику між кількома постачальниками (диверсифікація); – Прогнозування ринкової ситуації та коливань цін на природний газ, електроенергію, реагенти; – Проведення моніторингу економічних, соціальних і технологічних змін; – Навчання персоналу для зниження виробничих помилок.
Передача ризику	– Страхування обладнання (метантенки, газгольдер, лінія ПГА, сушарка ПГА); – Аутсорсинг окремих процесів (технічний сервіс, хімічний аналіз, лабораторний контроль); – Укладання договорів постачання з фінансовими гарантіями; – Залучення партнерів або інвесторів до поділу ризиків; – Використання факторингу, лізингу.

Отже, собівартість 1м^3 біогазу з відходів підприємства витрата стічних вод якого становить 10000 кг /добу становить 29,97 грн/ м3. Ціна на газ для промислових і комерційних установ – ринкова, від 35000 грн/1000 м3 відповіно дана продукція є конкурентоспроможною. Що стосується біопластику, то ціна станом на 2025 рік За поточним курсом, це приблизно

120–240 гривень за кілограм, залежно від виробника, якості та обсягів закупівлі, собівартість пга за спроектованою технологією становить 230 грн /кг, ціна є конкурентноспроможною на ринку

РОЗДІЛ 6. ТЕХНІКА БЕЗПЕКИ ТА ОХОРОНА ПРАЦІ

На виробництві повинні бути впроваджені організаційно-технічні заходи з охорони праці, що передбачають розробку та затвердження інструкцій з охорони праці для працівників технологічних, фасувальних і допоміжних дільниць, а також систематичне проведення вступних, первинних та повторних інструктажів з урахуванням специфіки роботи з хімічними речовинами (емульгаторами, консервантами, поверхнево-активними речовинами тощо) [70–72].

Виробництво повинно бути організоване з дотриманням принципів безпечного зонування, що включає чітке розмежування виробничих, допоміжних та складських приміщень, а також призначення відповідальних осіб за стан охорони праці на кожній дільниці з визначенням їхніх обов’язків та повноважень [70–72].

Технічна безпека на виробництві повинна забезпечуватися використанням технологічного обладнання, оснащеного системами автоматичного блокування у разі перевищення допустимих значень температури, тиску або швидкості обертання, а також наявністю захисних кожухів і датчиків аварійної зупинки на мішалках, реакторах і фасувальних машинах [70–72].

Обов’язковим є постійний контроль справності загальнообмінних і локальних вентиляційних систем, особливо у зонах роботи з леткими, ароматичними або потенційно небезпечними компонентами, з метою запобігання накопиченню шкідливих речовин у повітрі робочої зони [70–72].

На підприємстві повинні бути реалізовані санітарно-гігієнічні заходи, що включають облаштування санпропускників, душових, роздягалень і побутових приміщень для персоналу, а також встановлення локальної витяжної вентиляції в зонах приготування та фасування косметичних засобів [70–72].

Підтримання належного санітарного стану повинно забезпечуватися шляхом щоденного вологого прибирання виробничих приміщень із використанням дезінфікуючих засобів, які не впливають на якість і безпеку готової косметичної продукції [70–72].

Працівники повинні бути повністю забезпечені засобами індивідуального захисту, зокрема спецодягом, спецвзуттям, рукавичками, захисними окулярами, респіраторами, а за потреби — захисними щитками, із обов’язковим проведенням інструктажів щодо правильного їх використання та контролем технічного стану ЗІЗ [70–72].

Засоби індивідуального захисту на виробництві повинні використовуватися відповідно до їх функціонального призначення та поділятися на засоби постійного, чергового та аварійного користування, причому аварійні ЗІЗ повинні зберігатися у спеціально обладнаних шафах поблизу потенційно небезпечних зон [70–72].

Спецодяг і засоби індивідуального захисту повинні безкоштовно видаватися працівникам відповідно до чинних нормативних актів з охорони праці, залишатися власністю підприємства та використовуватися виключно в межах виробництва; перед застосуванням ЗІЗ підлягають обов’язковій перевірці на справність і відповідність розміру [70–72].

Захист органів дихання повинен забезпечуватися застосуванням фільтруючих або ізолюючих засобів індивідуального захисту залежно від концентрації шкідливих речовин у повітрі та рівня вмісту кисню у виробничих приміщеннях [70–72]..

До засобів колективного захисту на виробництві повинні належати огородження небезпечних зон, системи вентиляції, освітлення, опалення, заземлення та протипожежного захисту, які забезпечують безпечні умови праці для всіх категорій персоналу [70–72].

Пожежна та техногенна безпека повинна забезпечуватися оснащенням виробничих приміщень пожежною сигналізацією, первинними засобами пожежогасіння, евакуаційним освітленням, а також регулярним проведенням навчань з евакуації та дій персоналу у разі пожежі або витоку хімічних речовин [70–72].

Психофізіологічна безпека працівників повинна забезпечуватися раціональним режимом праці та відпочинку, обмеженням тривалого перебування в умовах підвищеної температури, а також наданням психологічної підтримки персоналу в разі аварійних або стресових ситуацій [70–72].

На підприємстві повинна функціонувати система управління охороною праці, що включає аналіз і оцінку професійних ризиків на всіх стадіях виробничого процесу, ведення облікової документації щодо нещасних випадків і порушень вимог безпеки, а також залучення працівників до внутрішнього контролю за станом умов праці [73].

Охорона праці повинна розглядатися як невід’ємна складова технологічного процесу виготовлення сироватки для волосся, оскільки виробництво косметичних засобів пов’язане з використанням хімічних речовин, механічними навантаженнями та експлуатацією технологічного обладнання; реалізація зазначених заходів спрямована на зниження професійних ризиків, запобігання нещасним випадкам і створення безпечних умов для ефективної роботи персоналу [74-76].

До засобів колективного захисту на виробництві повинні належати стаціонарні та переносні огородження небезпечних зон, а також інженерні

системи вентиляції, освітлення, опалення, заземлення та протипожежного захисту, які забезпечують зниження впливу шкідливих і небезпечних виробничих факторів на працівників [74–76].

Пожежна та техногенна безпека на підприємстві повинна забезпечуватися оснащенням виробничих приміщень системами пожежної сигналізації, первинними засобами пожежогасіння, евакуаційним освітленням і планами евакуації, а також регулярним проведенням навчань персоналу щодо дій у разі пожежі або витоку хімічних речовин [74–76].

На виробництві повинна бути заборонена експлуатація та зберігання легкозаймистих і горючих рідин у невідповідних ємностях або поза спеціально відведеними зонами з дотриманням вимог пожежної безпеки та чинних нормативних документів [74–76].

Психофізіологічна безпека працівників повинна забезпечуватися раціональним плануванням режимів праці та відпочинку, регламентуванням тривалості змін і перерв з метою запобігання перевтомі, а також обмеженням часу перебування персоналу в умовах підвищеної температури, зокрема поблизу термозмішувального обладнання [74–76].

У разі виникнення аварійних або стресових ситуацій (пожежа, вибух, витік небезпечних речовин) на підприємстві повинні бути передбачені заходи психологічної підтримки персоналу та чіткі алгоритми дій для мінімізації наслідків надзвичайних подій [74–76].

На підприємстві повинна функціонувати система управління охороною праці, яка передбачає аналіз і оцінку професійних ризиків на всіх стадіях виробничого процесу — від приймання сировини до пакування готової продукції, а також ведення облікової документації щодо нещасних випадків, порушень вимог безпеки та впровадження коригувальних заходів [74–76].

Працівники повинні бути залучені до системи внутрішнього контролю за безпечними умовами праці шляхом участі в чергуваннях, поданні рапортів і пропозицій щодо підвищення рівня охорони праці на виробництві [74–76].

Охорона праці повинна розглядатися як невід'ємна складова технологічного процесу виготовлення сироватки для волосся, оскільки виробництво косметичних засобів пов'язане з використанням хімічних речовин, механічними навантаженнями та експлуатацією технологічного обладнання; реалізація зазначених заходів спрямована на зниження професійних ризиків, запобігання нещасним випадкам і професійним захворюванням та створення безпечних умов праці для персоналу [74–76].

На підприємстві повинен постійно здійснюватися моніторинг рівнів впливу хімічних речовин, шуму, параметрів мікроклімату та інших шкідливих виробничих факторів на робочих місцях відповідно до вимог ДСанПіН і чинних гігієнічних нормативів. У разі фіксації перевищення допустимих концентрацій або параметрів повинні негайно вживатися коригувальні заходи щодо усунення причин порушень, а також тимчасове відсторонення персоналу від дії небезпечних факторів до повного відновлення безпечних умов праці [74–76].

Пожежна безпека на виробництві сироватки для волосся повинна забезпечуватися шляхом встановлення систем пожежної сигналізації, автоматичних систем пожежогасіння (спринклерних або порошкових), розміщення первинних засобів пожежогасіння у доступних і позначених місцях, а також розроблення та впровадження планів евакуації. Усі працівники повинні проходити протипожежний інструктаж і брати участь у навчаннях та тренуваннях з евакуації [74–76].

Зберігання легкозаймистих і горючих речовин повинно здійснюватися відповідно до вимог протипожежних норм у спеціально обладнаних

вентильованих шафах із чітким маркуванням, а доступ до них дозволяється виключно уповноваженим особам [74–76].

Безпека поводження з хімічними речовинами повинна забезпечуватися наявністю паспортів безпеки (MSDS) на всі інгредієнти, що застосовуються у рецептурі косметичного продукту. Паспорт безпеки повинен містити інформацію щодо потенційних небезпек, умов зберігання і транспортування, а також алгоритмів дій у разі розливу, аварії або контакту зі шкірою [74–76].

Зберігання хімічних речовин повинно здійснюватися у спеціально відведених приміщеннях або шафах з вентиляцією з дотриманням температурного режиму та з урахуванням хімічної несумісності речовин. Ліквідація розливів і аварійних ситуацій повинна проводитися відповідно до затверджених інструкцій із використанням абсорбентів, нейтралізаторів або аварійних комплектів типу spill kit [74–76].

Усі працівники повинні бути проінформовані про наслідки недотримання вимог безпеки та пройти навчання з правил поводження з небезпечними хімічними речовинами, у тому числі щодо дій у надзвичайних ситуаціях [74–76].

З урахуванням умов воєнного стану обов’язковою вимогою безпеки є організація укриття персоналу в захисних спорудах або безпечних зонах після оголошення сигналу повітряної тривоги відповідно до чинних вимог цивільного захисту [74–76].

Згідно з правилами внутрішнього трудового розпорядку всі працівники підприємства повинні сумлінно виконувати свої функціональні обов’язки, дотримуватися трудової дисципліни, ефективно використовувати робочий час,

виконувати розпорядження безпосередніх керівників і керівництва підприємства, а також дотримуватися вимог охорони праці, пожежної безпеки та промислової санітарії [74–76].

Працівники зобов’язані утримувати робочі місця, обладнання та інструменти в належному санітарному й технічному стані, бережливо ставитися до майна підприємства, використовувати засоби індивідуального та колективного захисту за призначенням, своєчасно повідомляти керівництво про несправності або умови, що загрожують безпеці, а також систематично підвищувати професійну кваліфікацію [74–76].

Коло обов’язків кожного працівника повинно визначатися посадовими (робочими) інструкціями відповідно до його кваліфікації та посади. У разі внесення змін або доручення додаткових завдань такі зміни повинні оформлюватися наказом по підприємству за згодою працівника [74–76].

До основних небезпечних і шкідливих виробничих чинників, характерних для підприємства, належать фізичні (рухомі машини та механізми, електрична напруга, статична електрика, іонізуючі та неіонізуючі випромінювання, підвищена або недостатня освітленість, несприятливі параметри мікроклімату), хімічні (токсичні, подразнюючі, сенсибілізуючі речовини) та психофізіологічні чинники (фізичні та нервово-психічні перевантаження) [74–76].

Основними причинами нещасних випадків на виробництві можуть бути несправність обладнання або інженерних комунікацій, порушення технологічного процесу, недостатня освітленість, недостатній рівень навчання персоналу, а також робота без застосування засобів індивідуального та колективного захисту [74–76].

Для запобігання нещасним випадкам і професійним захворюванням на підприємстві повинна функціонувати система управління охороною праці, спрямована на планомірну профілактику виробничого травматизму, зниження професійних ризиків і підвищення ефективності використання технічних, організаційних, санітарно-гігієнічних та соціальних заходів безпеки [74–76].

ВИСНОВКИ

1. У ході аналізу встановлено, що анаеробне зброджування є одним із найбільш ефективних способів комплексної переробки органічної сировини, що дозволяє одночасно вирішувати екологічні, енергетичні та ресурсні завдання. Технологія відповідає принципам сталого розвитку, забезпечуючи якісну переробку відходів і підвищення енергоефективності виробництва.

2. Проведений аналіз показав, що органічні відходи харчової та аграрної природи є перспективним субстратом для отримання як біогазу, так і летких жирних кислок, що можуть бути використані для синтезу полігідроксиалканоатів. Відповідно опрацюваним дослідження такий вид сировини має хороший потеніал до біодеградації і забезпечує стабільний вихід метаболітів, необхідних для відповідних біотехнологічних процесів.

3. У роботі детально досліджено стадії гідролізу, ацидогенезу, ацетогенезу та метаногенезу. Показано, що ключовим проміжним продуктом є леткі жирні кислоти, які мають подвійне технологічне значення: як субстрат для метаногенезу та як цінний ресурс для біосинтезу ПГА мікроорганізмами.

4. Обрано технологічну схему отримання біогазу та біополімерів у єдиному виробничому циклі, що забезпечує максимальне використання

органічної сировини та мінімізацію залишкових відходів.Технологія включає використання 40 % витрати відходів на оримання ПГА і 60% на відповідне отримання біогазу.

5. На основі матеріального балансу визначено основні кількісні показники процесу, зокрема добовий вихід біогазу. З відходів підприємства витрата стічних вод якого становить 10000 кг /добу отримуємо 677 $м^3$/добу біогазу , що підтверджує технічну здійсненність запропонованої технології.

6. Виконані техніко-економічні розрахунки показали, що собівартість 1$м^3$ біогазу з відходів підприємства витрата стічних вод якого становить 10000 кг /добу становить 29,97 грн/ $м^3$. Ціна на газ для промислових і комерційних установ – ринкова, від 35000 грн/1000 $м^3$ Тобто ціна є нижчою за ринкову ціну природного газу, що забезпечує конкурентоспроможність і економічну доцільність впровадження проєкту

7. Проаналізовано небезпечні та шкідливі виробничі фактори, визначено потенційні ризики та розроблено заходи для їх мінімізації. Сформовано систему заходів з охорони праці, включно з вимогами до засобів індивідуального захисту, вентиляції, пожежної безпеки, поводження з хімічними речовинами та поведінки персоналу під час повітряної тривоги. Впровадження цих заходів забезпечує безпечне функціонування виробництва та відповідність екологічним нормативам.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Campuzano R., González-Martínez S. Characteristics of the organic fraction of municipal solid waste and methane production: A review. Waste Management. 2016. Vol. 54. P. 3–12. URL: https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.05.016

2. Z A comprehensive review on anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste / M. F. M. A. Zamri et al. Renewable and Sustainable Energy Reviews. 2021. Vol. 137. P. 110637. URL: https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110637

3. Dry Anaerobic Digestion of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste: Biogas Production Optimization by Reducing Ammonia Inhibition / E. Rossi et al. Energies. 2022. Vol. 15, no. 15. P. 5515. URL: https://doi.org/10.3390/en15155515

4. Volatile fatty acid production in anaerobic fermentation of food waste saccharified residue: Effect of substrate concentration / Q. Wang et al. *Waste Management*. 2023. Vol. 164. P. 29–36. URL: https://doi.org/10.1016/j.wasman.2023.03.045 (date of access: 20.11.2025).

5. Ратушняк Г.С. Енергозбереження в системах біоконверсії. Навчальний посібник /Г. С. Ратушняк, В. В. Джеджула. – Вінниця: ВНТУ, 2006. – 83 с.

6. An innovative strategy for overcoming ultra-high ammonia nitrogen inhibition on anaerobic methanogenesis via stepwise domestication / Heng Wu et al. *Microbiome*. 2025. Vol. 13, no. 1. URL: https://doi.org/10.1186/s40168-025-02255-y (date of access: 20.11.2025).

7. Anaerobic Digestion for Producing Renewable Energy–The Evolution of This Technology in a New Uncertain Scenario / C. A. Sevillano et al. *Entropy*. 2021. Vol. 23, no. 2. P. 145. URL: https://doi.org/10.3390/e23020145 (date of access: 20.11.2025).

8. Study of the Effect of Temperature to Optimize the Anaerobic Digestion of Slaughterhouse Sludge by Co-Digestion with Slaughterhouse Wastewater / M. Candel et al. *Recycling*. 2025. Vol. 10, no. 2. P. 47. URL: https://doi.org/10.3390/recycling10020047.

9. Effects of organic composition on the anaerobic biodegradability of food waste / Y. Li et al. *Bioresource Technology*. 2017. Vol. 243. P. 836–845. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2017.07.028 .

10. .Campuzano R., González-Martínez S. Characteristics of the organic fraction of municipal solid waste and methane production: A review. *Waste Management*. 2016. Vol. 54. P. 3–12. URL: https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.05.016

11. Management of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste in the Context of a Sustainable and Circular Model: Analysis of Trends in Latin America and the Caribbean / L. M. Ulloa-Murillo et al. *International Journal of Environmental Research and Public Health*. 2022. Vol. 19, no. 10. P. 6041. URL: https://doi.org/10.3390/ijerph19106041 .

12. Characterization of municipal solid waste with the perspective of biofuels and bioproducts recovery in Northeast Mexico / R. D. S. Martínez et al. *Journal of Material Cycles and Waste Management*. 2024. URL: https://doi.org/10.1007/s10163-024-02069-4 .

13. Chavdarov A. V. Special Issue No. – 10, June, 2020 Journal > Special Issue > Special Issue No. – 10, June, 2020 > Page 5 "Quantative Methods in Modern Science" organized by Academic Paper Ltd, Russia MORPHOLOGICAL AND ANATOMICAL FEATURES OF THE GENUS GAGEA SALISB., GROWING IN THE EAST KAZAKHSTAN REGION Authors: Zhamal T. Igissinova,Almash A. Kitapbayeva,Anargul S. Sharipkhanova,Alexander L. Vorobyev,Svetlana F. Kolosova,Zhanat K. Idrisheva, DOI: https://doi.org/10.26782/jmcms.spl.10/2020.06.00041

14. Optimization of process parameters for production of volatile fatty acid, biohydrogen and methane from anaerobic digestion / M. A. Khan et al. *Bioresource Technology*. 2016. Vol. 219. P. 738–748. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.08.073 .

15. Biogas 2 Biomethan - Ihr Schritt in Richtung Zukunft!. *biogas2biomethan_de*. URL: https://biogas2biomethan.de/?gad_source=1&gad_campaignid=16990231576&gbraid=0AAAADjIDGX2vMjrDHNuX5bJleUYvMLdY&gclid=CjwKCAiAlrXJBhBAEiwA-5pgwhGAWUW2iBfepkjVuxr_ObNYxTtj5k6z_6PyrbDZdzozB_0Dj9py4RoCfgIQAvD_BwE.

16. Bioengineered bioreactors: a review on enhancing biomethane and biohydrogen production by CFD modeling / A. K. Saini et al. *Bioengineered*. 2021. Vol. 12, no. 1. P. 6418–6433. URL: https://doi.org/10.1080/21655979.2021.1972195.

17. Technology overview of biogas production in anaerobic digestion plants: A European evaluation of research and development / R. Lora Grando et al. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2017. Vol. 80. P. 44–53. URL: https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.079 .

18. Continuous Stirred Tank Reactor CSTR - UD Technologies. *UD Technologies*. URL: https://udtechnologies.com/continuous-stirred-tank-reactor-cstr/ (date of access: 01.12.2025).

19. Zheng X., Li R. Critical Review on Two-Stage Anaerobic Digestion with H2 and CH4 Production from Various Wastes. *Water*. 2024. Vol. 16, no. 11. P. 1608. URL: https://doi.org/10.3390/w16111608 .

20. Anaerobic digestion of food waste through the operation of a mesophilic two-phase pilot scale digester – Assessment of variable loadings on system performance / S. J. Grimberg et al. *Bioresource Technology*. 2015. Vol. 178. P. 226–229. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2014.09.001 .

21. Hydrogen and methane production through two stage anaerobic digestion of straw residues / D. Bertasini et al. *Environmental Research*. 2024. P. 118101. URL: https://doi.org/10.1016/j.envres.2024.118101 .

22. Biosynthesis of polyhydroxyalkanoate (PHA) by organic waste-derived volatile fatty acids (VFAs) / C. Du et al. *Green Chemistry*. 2024. URL: https://doi.org/10.1039/d4gc05125d .

23. Recent advances in polyhydroxyalkanoate production from volatile fatty acids derived from food waste fermentation / X. Tao et al. *Frontiers in Microbiology*. 2025. Vol. 16. URL: https://doi.org/10.3389/fmicb.2025.1693596 .

24. Zheng X., Li R. Critical Review on Two-Stage Anaerobic Digestion with H2 and CH4 Production from Various Wastes. *Water*. 2024. Vol. 16, no. 11. P. 1608. URL: https://doi.org/10.3390/w16111608 .

25. *НУБіП | Національний університет біоресурсів і природокористування України*. URL: https://nubip.edu.ua/sites/default/files/u381/zbirnik_tez_2023_10-11.03.2023.pdf .

26. *НУБіП | Національний університет біоресурсів і природокористування України*. URL: https://nubip.edu.ua/sites/default/files/u381/zbirnik_tez_2023_10-11.03.2023.pdf .\

27. Biogas purification processes: review and prospects / J. E. Castellanos-Sánchez et al. *Biofuels*. 2023. P. 1–13. URL: https://doi.org/10.1080/17597269.2023.2223801 .

28. Emerging technologies for biogas production: A critical review on recent progress, challenges and future perspectives / F. Sher et al. *Process Safety and Environmental Protection*. 2024. Vol. 188. P. 834–859. URL: https://doi.org/10.1016/j.psep.2024.05.138 .

29. A review on production of polyhydroxyalkanoate (PHA) biopolyesters by thermophilic microbes using waste feedstocks / S. Chavan et al. *Bioresource Technology*. 2021. Vol. 341. P. 125900. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.125900 .

30. Täuber S., Riedel S. L., Junne S. Polyhydroxyalkanoate production from food residues. *Applied Microbiology and Biotechnology*. 2025. Vol. 109, no. 1. URL: https://doi.org/10.1007/s00253-025-13554-7 .

31. Volatile fatty acids production from waste streams by anaerobic digestion: a critical review of the roles and application of enzymes / S. Feng et al. *Bioresource Technology*. 2022. P. 127420. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2022.127420 .

32. Metabolic responses and microbial community changes to long chain fatty acids: Ammonia synergetic co-inhibition effect during biomethanation /

H. Wang et al. *Bioresource Technology*. 2023. Vol. 386. P. 129538. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2023.129538 .

33. Demirel B., Scherer P. The roles of acetotrophic and hydrogenotrophic methanogens during anaerobic conversion of biomass to methane: a review. *Reviews in Environmental Science and Bio/Technology*. 2008. Vol. 7, no. 2. P. 173–190. URL: https://doi.org/10.1007/s11157-008-9131-1 .

34. Influence of Temperature and pH on Methanogenic Digestion in Two-phase Anaerobic Co-digestion of Pig Manure with Maize Straw / L. Zhang et al. *Journal of Residuals Science and Technology*. 2016. Vol. 13, S1. P. S27–S32. URL: https://doi.org/10.12783/issn.1544-8053/13/s1/5 (date of access: 01.12.2025).

35. Головна - Наукові праці Донецького національного технічного університету. Серія: Інформатика, кібернетика та обчислювальна техніка. URL: https://iktv.donntu.edu.ua/wpcontent/uploads/2024/05/08_dyvak_zabchuk.pdf

36. Ратушняк Г.С. Енергозбереження в системах біоконверсії. Навчальний посібник /Г. С. Ратушняк, В. В. Джеджула. – Вінниця: ВНТУ, 2006. – 83 с.

37. Autoren der Wikimedia-Projekte. Methanogenese – Wikipedia. *Wikipedia – Die freie Enzyklopädie*. URL: https://de.wikipedia.org/wiki/Methanogenese .

38. Anaerobic Digestion: I. A Common Process Ensuring Energy Flow and the Circulation of Matter in Ecosystems. II. A Tool for the Production of Gaseous Biofuels / A. Sikora et al. Fermentation Processes. 2017. URL: https://doi.org/10.5772/64645 .

39. Biosynthesis of polyhydroxyalkanoate (PHA) by organic waste-derived volatile fatty acids (VFAs) / C. Du et al. Green Chemistry. 2024. URL: https://doi.org/10.1039/d4gc05125d.

40. Buckel W. Energy Conservation in Fermentations of Anaerobic Bacteria. Frontiers in Microbiology. 2021. Vol. 12. URL: https://doi.org/10.3389/fmicb.2021.703525.

41. https://npe.org.ua/wp-content/uploads/2024/05/28-6.pdf / M. M. Talerko et al. Nuclear Power and the Environment. 2023. Vol. 28, no. 3. P. 59–74. URL: https://doi.org/10.31717/2311-8253.23.3.7.

42. Recent advances in polyhydroxyalkanoate production from volatile fatty acids derived from food waste fermentation / X. Tao et al. Frontiers in Microbiology. 2025. Vol. 16. URL: https://doi.org/10.3389/fmicb.2025.1693596 (date of access: 11.12.2025).

43. Review of the Developments of Bacterial Medium-Chain-Length Polyhydroxyalkanoates (mcl-PHAs) / V. U. N. Reddy et al. Bioengineering. 2022. Vol. 9, no. 5. P. 225. URL: https://doi.org/10.3390/bioengineering9050225 (date of access: 11.12.2025).

44. Rubin R. https://www.consultant360.com/whats-take-home/70-year-old-man-severe-hand-pain-part-2?page=0. Consultant. 2024. URL: https://doi.org/10.25270/con.2024.07.000004.

45. **International Labour Organization.** Safety in the Use of Chemicals at Work. Geneva: ILO, 2021. URL: https://www.ilo.org/global/publications/books/WCMS_826534/lang--en/index.htm

46. United States Occupational Safety and Health Administration (OSHA). Chemical Process Safety and Mixing of Acids and Bases. OSHA Technical Manual, 2023.URL: https://www.osha.gov/otm/section-iv/chapter-5

47. Vollbrecht, L., Yeo, J., Agboola, S., et al. Cupriavidus necator as a chassis for sustainable biopolymer production: cultivation, media design and process parameters. Biotechnology Advances, 2023, vol. 62, 108074.URL: https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2023.108074

48. Mohapatra, S., Maity, S., Dash, H.R., et al. Microbial production of polyhydroxyalkanoates (PHAs): physiology, cultivation strategies and scale-up approaches. International Journal of Biological Macromolecules, 2022, vol. 208, pp. 850–868.URL: https://doi.org/10.1016/j.ijbiomac.2022.03.120

49. European Commission. Best Available Techniques (BAT) for Waste Treatment. Industrial Emissions Directive (IED) Reference Document. Luxembourg: Publications Office of the European Union, 2023.URL: https://eippcb.jrc.ec.europa.eu/reference/waste-treatment.

50. Soccol, C.R., de Souza Vandenberghe, L.P., Medeiros, A.B.P., et al. Biorefineries: Integrated Approaches for Biomass Pretreatment, Size Reduction and Processing. Bioresource Technology, 2022, vol. 362, 127774.URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2022.127774

51. Angelidaki, I., Treu, L., Tsapekos, P., et al. Biodegradability, Biomethane Potential and Pretreatment of Organic Waste: Engineering Principles and Process Optimization. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2023, vol. 175, 113246. URL: https://doi.org/10.1016/j.rser.2023.113246

52. Li, Y., Jin, Y., Li, J., et al. Biomass hydrolysis and acidogenesis in continuous stirred tank reactors: operational parameters, microbial consortia and

process performance. Bioresource Technology, 2023, vol. 384, 129123. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2023.129123

53. Guo, X., Liu, J., Zhang, M., et al. Acidogenic fermentation of organic waste: volatile fatty acid production mechanisms, pH control strategies and suppression of methanogenesis. Waste Management, 2024, vol. 159, pp. 45–60. URL: https://doi.org/10.1016/j.wasman.2024.02.015

54. Müller, L., Treu, L., Kougias, P.G., Angelidaki, I. Design and operation of acidogenic reactors for optimized VFA production from food waste. Renewable Energy, 2022, vol. 190, pp. 1250–1263.URL: https://doi.org/10.1016/j.renene.2022.03.087

55. **Chen, Y., Li, Y., Wang, D., et al.** Equalization and conditioning of organic waste streams prior to anaerobic fermentation: hydrodynamics, mixing and process stability. *Bioresource Technology*, 2023, vol. 379, 129104. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2023.129104

56. **Jain, S., Bachmann, S., Tsapekos, P., Angelidaki, I.** Process monitoring and stabilization of acidogenic effluents for downstream anaerobic digestion and biopolymer production. *Waste Management*, 2024, vol. 161, pp. 22–34.
URL: https://doi.org/10.1016/j.wasman.2024.04.008

57. **Kougias, P.G., Treu, L., Campanaro, S., et al.** Mixing dynamics and reactor conditioning in acidogenic and anaerobic systems: implications for process robustness and downstream applications. *Renewable Energy*, 2022, vol. 195, pp. 1445–1458.
URL: https://doi.org/10.1016/j.renene.2022.02.112

58. **Treu, L., Kougias, P.G., Campanaro, S., et al.** Advanced control strategies for integrated acidogenic–methanogenic systems: flow distribution,

substrate routing and stability management. *Bioresource Technology*, 2023, vol. 383, 129205. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2023.129205

59. **Chen, G.Q., Jiang, X.R., Guo, Y.** Bioprocess engineering of polyhydroxyalkanoates: substrate supply, reactor feeding strategies and process automation. *Biotechnology Advances*, 2022, vol. 59, 107987. URL: https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2022.107987

60. **Angelidaki, I., Tsapekos, P., Kougias, P.G.** Engineering aspects of feeding strategies in anaerobic digesters: flow division, hydraulic loading and prevention of process inhibition. *Renewable Energy*, 2024, vol. 217, 119185. URL: https://doi.org/10.1016/j.renene.2024.119185

61. **Jiang, X.R., Luo, X., Chen, G.Q.** Engineering principles of nitrogen limitation and carbon excess for enhanced PHA production. *Biotechnology Advances*, 2023, vol. 61, 108079. URL: https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.202

62. **Treu, L., Campanaro, S., Kougias, P.G.** Valorization of acidogenic effluents for PHA production: process integration and substrate conditioning. *Bioresource Technology*, 2022, vol. 360, 127583. URL: https://doi.org/10.1016/j.biortech.2022.127583

63. Galloni, M., De Rosa, M., Braccio, G. Biogas upgrading technology: conventional processes and emerging trends for biomethane production. *Energies*, 2024, vol. 17, no. 12, 2907.

64. Tambone, F., Scaglia, B., D'Imporzano, G., Adani, F. Digestate from anaerobic digestion of organic wastes: characteristics, processing and composting performance. Waste Management, 2023, vol. 157, pp. 181–194. URL: https://doi.org/10.1016/j.wasman.2023.03.018.

65. Біоенергетична асоціація України. Prospects for biomethane production in Ukraine: Position Paper. Київ: UABIO, 2022. 56 с.URL: https://uabio.org/wp-content/uploads/2022/09/final-EN-Position-paper-UABIO-2022-09.pdf.

66. Біоенергетична асоціація України. Біометан в Україні: перспективи, виклики та експортний потенціал : аналітичний огляд. Київ, 2023.URL: https://ua-energy.org/uk/posts/biometan-v-ukraini-perspektyvy-vyklyky-ta-eksportnyi-proryv

67. European Commission. Joint Research Centre. Biomethane Market and Technical Report. Luxembourg: Publications Office of the European Union, 2023. 124 p. URL:https://publications.jrc.ec.europa.eu/repository/bitstream/JRC135079/JRC135079_2023.5124_KJNA31709ENN.pdf

68. International Energy Agency. Outlook for biogas and biomethane: Global analysis and forecast to 2040. Paris: IEA, 2023. URL: https://www.iea.org/reports/outlook-for-biogas-and-biomethane.

69. O'Shea, R., Wall, D. Economic feasibility of agricultural biogas production. Energies, 2021, Vol. 15, No. 1.URL: https://www.mdpi.com/1996-1073/15/1/87

70. ДСТУ Б А.3.2-12:2009 Система стандартів безпеки праці (ССБП). Системи вентиляційні. Загальні вимоги безпеки

71. ДСТУ 4462.3.01:2006 Охорона природи. Поводження з відходами. Порядок здійснення операційНаказ МОЗ України №47 від 17.01.2005 «Про затвердження Державних санітарних правил і норм для підприємств, що виробляють парфумерно-косметичну продукцію».

72. Крисюк І. П., Денисюк О. М. Безпека життєдіяльності та охорона праці : навч. посіб. – Львів : Новий Світ–2000, 2020. – 240 с.

73. Мартинюк Т. О., Чухрай О. О. Охорона праці у виробництві косметичних засобів : навч. посіб. – Львів : ЛНУВМ та БТ ім. С. З. Ґжицького, 2021. – 176 с.

74. Охорона праці у хімічній промисловості : навч. посіб. / за ред. І. І. Мащенка. – К. : Центр учбової літератури, 2019. – 288 с.

75. ДБН В.2.5-67:2013 “Опалення, вентиляція та кондиціонування”

76. ДСТУ EN 12464-1:2016 “Світло та освітлення. Освітлення робочих місць в приміщеннях”