

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

ВІННИЦЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ АГРАРНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Факультет: Механізації сільського господарства

Кафедра «Процеси та обладнання переробних і харчових виробництв ім. проф. П.С. Берника»

На правах рукопису

Яровенко Микола Миколайович

**РОЗРОБКА ВИСОКОІНТЕНСИВНОГО РЕАКТОРА ДЛЯ
ВИРОБНИЦТВА БІОГАЗУ**

Спеціальність: 8.05050313 – «Обладнання переробних і харчових виробництв»

Кваліфікація: інженер-дослідник з обладнання переробних і харчових виробництв

Дипломна робота на здобуття освітньо-кваліфікаційного рівня «Магістр»

Науковий керівник:

д.т.н., проф. Булгаков Володимир Михайлович

Вінниця 2017

ВІННИЦЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ АГРАРНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

Факультет механізації
сільського господарства

Кафедра процесів та обладнання
переробних та харчових виробництв
ім. професора П.С. Берника

ЗАТВЕРДЖУЮ

Зав. кафедрою _____ В.П. Янович
«_____» _____ 2017 р.

ЗАВДАННЯ НА МАГІСТЕРСЬКУ РОБОТУ

Студенту Яровенку Миколі Миколайовичу

на тему «**Розробка високоінтенсивного реактора для виробництва біогазу**»

Затверджену наказом від 23.05.2017, № 96 м

Вихідні дані для підготовки роботи:

1. Методичні вказівки з виконання магістерської роботи.
2. План-проспект магістерської роботи.
3. Підручники і навчально-методичні посібники.
4. Науково-дослідна інформація (документи промислових зразків, авторські свідоцтва).
5. Навчально-методична література з комбікормового виробництва та процесу змішування.
6. Технічна документація підприємства, нормативна та спеціальна література.
7. Дані власних досліджень, одержаних в попередній період.

Календарний план виконання магістерської роботи

| Структура роботи | | Обсяг, стор. | Термін підготовки |
|----------------------------|--|-----------------|----------------------|
| Вступ | | | |
| Розділ 1 | ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА БІОГАЗУ | 34 | |
| Розділ 2 | ОБҐРУНТУВАННЯ ПРИНЦИПОВОЇ ТА КОНСТРУКТИВНОЇ СХЕМИ БІОРЕАКТОРА КОМПЛЕКСНОЇ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ ДІЇ | 31 | |
| Розділ 3 | ДОСЛІДЖЕННЯ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ТЕРМОМЕХАНІЧНОГО ВПЛИВУ НА ПРОЦЕС ГЕНЕРАЦІЇ БІОГАЗУ | 35 | |
| Розділ 4 | ФУНКЦІОНАЛЬНО-ВАРТІСНИЙ АНАЛІЗ ТА ЕКОНОМІЧНА ЕФЕКТИВНІСТЬ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ | 13 | |
| Висновки | | 2 | |
| Список використаних джерел | | 6 | |

Термін подання роботи на кафедру

для попереднього захисту « » _____ 2017 р.

Завдання видав

керівник « » _____ 2016 р.

Підпис _____

АНОТАЦІЯ

Яровенко М.М. Розробка високоінтенсивного реактора для виробництва біогазу. – Рукопис.

Дипломна робота на здобуття освітньо-кваліфікаційного рівня – «Магістр» за спеціальністю 8.05050313 – «Обладнання переробних та харчових виробництв». – Вінницький національний аграрний університет. Вінниця, 2017.

В даному дипломному проекті поставлена задача створення біогазової установки, в якій за рахунок зміни конструкції змішуючого пристрою та системи підведення тепла досягається інтенсифікація процесу анаеробного збродження біомаси, як наслідок підвищення виходу генерованого біогазу.

На основі теоретичного аналізу динамічної моделі вібраційного інтенсифікатора та особливостей реалізації досліджуваного процесу за вібраційного впливу, отримано аналітичні та графічні залежності, які стали підставою для обґрунтування робочих режимів експлуатації розробленого реактора.

Наукова значущість роботи полягає в створенні якісно нового обладнання та визначення режимних параметрів процесу вібраційного змішування рідкої сировини, а саме: обґрунтовано технологічне обладнання для виробництва біогазу, розроблено біореактор з вібраційним інтенсифікатором, досліджено динаміку руху його виконавчих органів та процес з виробництва біогазу у робочому просторі ємкості.

Ключові слова: біореактор, рідкі маси, обґрунтування робочих режимів.

АННОТАЦИЯ

Яровенко М.М. Разработка высокоинтенсивного реактора для производства биогаза. – Рукопись.

Дипломная работа на получения образовательного-квалификационного уровня – «Магистр» по специальности 8.05050313 – «Оборудование перерабатывающих и пищевых производств». – Винницкий национальный аграрный университет. Винница, 2017.

В данном дипломном проекте поставлена задача создания биогазовой установки, в которой за счет изменения конструкции смешивающего устройства и системы подвода тепла достигается интенсификация процесса анаэробного сбраживания биомассы, как следствие повышение выхода генерируемого биогаза.

На основе теоретического анализа динамической модели вибрационного интенсификатора и особенностей реализации исследуемого процесса с вибрационного воздействия, получены аналитические и графические зависимости, стали основанием для обоснования рабочих режимов эксплуатации разработанного реактора.

Научная значимость работы заключается в создании качественно нового оборудования и определения режимных параметров процесса вибрационного смешивания жидкого сырья, а именно: обоснованно технологическое оборудование для производства биогаза, разработаны биореактор с вибрационным интенсификатором; исследована динамика движения его исполнительных органов и процесс по производству биогаза в рабочем пространстве емкости.

Ключевые слова: биореактор, жидкие массы, обоснование рабочих режимов.

SUMMARY

Yarovenko MM Development of high-intensity reactor for biogas production. – Manuscript

Diploma work on obtaining an educational qualification level – «Master» on the specialty 8.05050313 – «Equipment of processing and food industries». – Vinnytsia National Agrarian University. Vinnytsya, 2017.

In this diploma project the task of creating a biogas plant is set, in which the intensification of the process of biomass anaerobic digestion is achieved due to the change of the design of the mixing device and the heat supply system, as a result of an increase in the output of the generated biogas.

On the basis of the theoretical analysis of the dynamic model of the vibration intensifier and the peculiarities of the implementation of the investigated process for the vibrational influence, analytical and graphical dependences were obtained, which became the basis for substantiating the operational modes of operation of the developed reactor.

The scientific significance of the work consists in the creation of qualitatively new equipment and determination of the regime parameters of the process of vibration mixing of liquid raw materials, namely: technological equipment for biogas production is grounded; a bioreactor with a vibrating intensifier has been developed; the dynamics of movement of its executive bodies and the process of biogas production in the working space of capacities are researched.

Key words: bioreactor, liquid masses, substantiation of working modes.

ЗМІСТ

| | |
|--|-----------|
| ВСТУП | 9 |
| РОЗДІЛ 1. ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ | |
| ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА БІОГАЗУ | 12 |
| 1.1. Особливості процесу генерації біогазу | 12 |
| 1.1.1 Стадії розкладу біомаси..... | 12 |
| 1.1.2 Температурний вплив на інтенсивність процесу | 14 |
| 1.1.3 Характеристика кислотного середовища..... | 15 |
| 1.1.4 Вплив супутніх речовин на досліджуваний процес | 17 |
| 1.2 Якісна характеристика кінцевого продукту | 20 |
| 1.2.1 Склад біогазу | 20 |
| 1.2.2 Генерація супутніх продуктів | 25 |
| 1.3 Характеристика досліджуваної лінії на сучасних переробних підприємствах по виробництву біогазу та органічних біодобрих | 26 |
| 1.3.1 Опис технологічної схеми біогазової установки | 27 |
| 1.3.2 Структурні елементи технології виробництва біогазу..... | 31 |
| 1.4 Підбір технологічного обладнання лінії з виробництва біогазу | 34 |
| 1.5 Технологічний розрахунок виходу біогазу з різних культур | 40 |
| 1.6 Генеральний план біогазового комплексу..... | 43 |
| 1.7 Висновки до 1 розділу | 44 |
| РОЗДІЛ 2. ОБҐРУНТУВАННЯ ПРИНЦИПОВОЇ ТА КОНСТРУКТИВНОЇ | |
| СХЕМИ БІОРЕАКТОРА КОМПЛЕКСНОЇ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ ДІЇ | 45 |
| 2.1 Аналіз перспективних схем біогазових установок..... | 45 |
| 2.2 Методи інтенсифікації анаеробної переробки органічних відходів..... | 55 |
| 2.3 Класифікація газгольдерів систем біоконверсії..... | 62 |
| 2.4 Системи завантаження та вивантаження сировини в реакторі | 64 |
| 2.5 Розробка комплексного біореактора | 67 |
| 2.6 Обґрунтування параметрів функціонування біоенергетичного реактора. | 69 |
| 2.7 Розрахунок об'єму реактора..... | 72 |
| 2.8 Висновки до 2 розділу | 74 |

| | |
|---|-----|
| РОЗДІЛ 3. ДОСЛІДЖЕННЯ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ | |
| ТЕРМОМЕХАНІЧНОГО ВПЛИВУ НА ПРОЦЕС ГЕНЕРАЦІЇ БІОГАЗУ | 75 |
| 3.1. Дослідження нагріву сировини в процесі обробки | 75 |
| 3.1.1 Вплив тиску на кінетику досліджуваного процесу | 75 |
| 3.1.2 Аналіз нестационарного температурного поля за умови контактного нагріву сировини в біореакторі | 79 |
| 3.2 Аналітичні засоби моделювання мікробіологічних та біохімічних процесів під час обробки | 86 |
| 3.3 Моделювання процесу теплопередачі та масообміну | 90 |
| 3.3.1 Теплопередача за рахунок теплопровідності | 90 |
| 3.3.2 Теплопровідність і конвекція при теплопередачі | 92 |
| 3.4 Дослідження математичної моделі коливного руху змішувача | 95 |
| 3.4.1 Розробка математичної моделі | 95 |
| 3.4.2 Складання рівнянь руху виконавчих органів | 96 |
| 3.4.3 Дослідження динаміки руху виконавчих органів реактора | 100 |
| 3.4.4 Аналіз основних робочих параметрів машини | 104 |
| 3.5 Висновки до 3 розділу | 107 |
| РОЗДІЛ 4. ФУНКЦІОНАЛЬНО-ВАРТІСНИЙ АНАЛІЗ ТА ЕКОНОМІЧНА ЕФЕКТИВНІСТЬ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ | 109 |
| 4.1 Функціонально-вартісний аналіз розробки | 109 |
| 4.2 Техніко-економічний аналіз розробки | 114 |
| 4.2.1 Порівняльний аналіз розробленого обладнання | 114 |
| 4.2.2 Визначення виробничих витрат | 116 |
| 4.2.3 Визначення чистого прибутку | 118 |
| 4.3. Висновки до 4 розділу | 120 |
| ВИСНОВКИ | 121 |
| СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ | 123 |

ВСТУП

Актуальність теми. У 2011 році Україна імпортувала в цілому близько 45 млрд.м³ природного газу. З них близько 40 млрд.м³ постачалися з Росії російським підприємством «Газпром» українському державному підприємству «Нафтогаз України». Решта газу (близько 5 млрд. м³) постачалася компанією «Ostchem Holding», яка видобуває газ для власних потреб з метою забезпечення своєї діяльності в хімічному секторі. Загальний річний обсяг споживання природного газу в Україні у 2012 році становив приблизно 44,2 млрд. м³. Цей енергоносіє можна було б на 59 % замінити українським біогазом (біометаном) .

Екологічний ефект біогазового виробництва полягає у екологічно безпечній переробки органічних відходів з розвитком комплексних технологій утилізації біомаси за рахунок метанового зброджування. У біогазових установках застосовуються, перш за все, екскременти тварин і відтворювана сировина, насамперед, різноманітні органічні відходи агропромислового комплексу, які багаті на целюлозу та інші полісахариди. Однак, і біогенні відходи харчової промисловості і побутові відходи набувають все більшого значення. У біогазовому виробництві застосовується первинна сировина, яка раніше не використовувалася і тільки додатково забруднювала навколишнє середовище. Такі органічні речовини використовуються або окремо, або в поєднанні (субстрати) з іншими органічними речовинами.

Завдяки впровадженню вібраційних технологій відбувається активізація процесів зародження рідких субстанцій, а як наслідок виділення біогазу з органічних матеріалів.

Мета дослідження. Метою роботи є розробка високо інтенсивного біореактора для реалізації генерування біогазу на основі теоретичного аналізу досліджуваного процесу та обладнання.

Для реалізації наступної мети висуваємо наступні *завдання дослідження:*

- дослідити технологічний процес виробництва біогазу;
- проаналізувати існуючі апаратурно-технологічної схеми та обладнання яке використовується для виробництва біогазу;
- обґрунтувати застосування вібраційного впливу в процесах збродження;
- обґрунтувати конструктивні параметри розробленого обладнання;
- розробити перспективну схему та динамічну модель виконавчих органів біореактора;
- дослідити динаміку виконавчих органів розробленого обладнання, визначити залежності для кінематичних, силових та енергетичних параметрів оцінки досліджуваного устаткування;
- провести функціонально-вартісний аналіз та економічну ефективність досліджуваної машини.

Об'єкт дослідження - процес вібраційного змішування рідких мас при виробництві біогазу.

Предмет дослідження – біореактор, який відзначається високо-інтенсивною технологічною дією на оброблювальне середовище.

Методи досліджень - аналітичні, теоретичні.

При теоретичних дослідженнях були використані сучасні концепції класичних теорій тепломасообмінних процесів та теорії вібраційного змішування. При аналізі математичної моделі, виконавчих органів досліджуваної машини, були використані методи чисельного аналізу в середовищі MathCAD.

Обґрунтованість і достовірність наукових положень і висновків.

Отримані рівняння руху виконавчих органів досліджуваної машини не суперечать відомим теоріям вібраційного поля та механіки коливальних систем. Теоретичні залежності для амплітудно-частотних, силових та енергетичних параметрів розробленої вібромашини свідчать про адекватність математичної моделі досліджуваної динамічної системи.

Особистий внесок. Сформульовані основні задачі досліджень та методи їх вирішення. Обґрунтовано технологію виробництва біогазу на

основі підвищення продуктивності досліджуваного виробництва за рахунок застосування вібраційних технологій.

Обґрунтовано основні тенденції розвитку конструктивних особливостей обладнання для виробництва біогазу, зокрема виконавчих органів, які забезпечують активізацію означеного виробництва.

Складено математичну модель, отримані рівняння руху та залежності для амплітудно-частотних, силових та енергетичних параметрів виконавчих органів досліджуваної машини з дебалансним способом віброзбудження. Обґрунтовано аналітичну інтерпретацію процесу збродження рідкого матеріалу за умови варіації температурних режимів обробки.

Структура і обсяги дипломної роботи. Дипломна робота складається з вступу, чотирьох розділів, загальних висновків, списку використаних джерел з 62 найменувань. Повний обсяг дипломної роботи викладено на 136 сторінках машинописного тексту.

РОЗДІЛ 1

ОБҐРУНТУВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ ВИРОБНИЦТВА БІОГАЗУ

1.1. Особливості процесу генерації біогазу

1.1.1 Стадії розкладу біомаси. Біогаз є продуктом роботи мікроорганізмів, який утворюється внаслідок розкладання ними органічного субстрату. Процес розкладання можна розділити на чотири етапи, в кожному з яких участь беруть багато різних груп мікроорганізмів.

I. На першому етапі аеробні бактерії переробляють високомолекулярні органічні субстанції (білок, вуглеводи, жири, целюлозу) за допомогою ензимів на низькомолекулярні з'єднання, такі як цукор, амінокислоти, жирні кислоти і воду. Ензими, виділені гідролізними мікроорганізмами, прикріплюються до зовнішньої стінки мікроорганізмів (так звані екзоферменти) і при цьому розщеплюють органічні складові субстрату на малі водорозчинні молекули. Полімери (багатомолекулярні утворення) перетворюються на одномери (окремі молекули). Цей процес, що отримав назву гідроліз, проходить повільно і залежить від позаклітинних ензимів, як наприклад целюлоза, амілази і ліпази. На процес впливає рівень рН (4,5-6) і час перебування в ферментаторі. Розщеплення органіки на окремі складові і перетворення її на метан може проходити лише у вологому середовищі, оскільки мікроорганізми можуть переробляти тільки речовини в розчиненому вигляді. Таким чином, для бродіння твердих субстратів існує потреба у воді.

II. Далі розщепленням займаються кислотоутворюючі мікроорганізми. Окремі молекули проникають в клітини мікроорганізмів, де вони продовжують розкладатися. У цьому процесі частково беруть участь аеробні мікроорганізми, що споживають залишки кисню, створюючи при цьому необхідні для метанових мікроорганізмів анаеробні умови. При рівні рН 6-7,5 виробляються в першу чергу нестійкі жирні кислоти (оцтова, мурашина,

масляна, пропіонова), низькомолекулярні алкоголи (етанол і гази – двоокис вуглецю, вуглець, сірководень і аміак). Цей етап називають фазою окислення. Перші перетворення органіки відбуваються на протязі від декількох годин до 2 днів. У ідеальному випадку між фазами розщеплення встановлюється динамічна рівновага в концентрації речовин, а саме між надходженням живильних речовин і їх розщепленням. Дуже важливим аспектом даного етапу є не допущення перегадування мікроорганізмів швидкорозщеплювальним субстратом, що приводить до накопичення кислот із-за кислотоутворюючих мікроорганізмів. У зв'язку з цим може наступити дуже різке падіння рН, якого не переживуть інші мікроорганізми.

III. Після цього кислотоутворюючі бактерії з органічних кислот створюють початкові продукти для утворення метану: оцтову і мурашину кислоту, вуглекислий газ, водень. Такі мікроорганізми, що знижують кількість вуглецю є дуже чутливими до температури.

IV. На останньому етапі за допомогою метаноутворюючих мікроорганізмів з оцтової і мурашиної кислот, вуглецю і водню утворюється метан, вуглекислий газ і вода. 90% всього метану виробляється на цьому етапі, причому 70% метану утворюється з оцтової кислоти. Таким чином, утворення оцтової кислоти (тобто III етап розщеплення) є чинником, що визначає швидкість утворення метану. Метанові мікроорганізми виключно анаеробні. Оптимальний рівень рН складає 7.

В процесі розщеплення продукти обміну речовин кожної групи мікроорганізмів виступають живильними речовинами для наступної групи мікроорганізмів. Пофазне розщеплення органіки відбувається не з однаковою швидкістю. Різні групи мікроорганізмів працюють з різною швидкістю. Чим складніша структура субстрату, тим довше триває розщеплення.

Кількість виробленого щодня біогазу росте до того моменту, поки не буде досягнуто максимум. На момент досягнення кульмінаційного моменту субстрат, який легко розкладається, буде перероблений і мікроорганізмам залишаться лише речовини, які важко перетравлювати. Таким чином,

кількість газу, що виробляється, знижуватиметься до тих пір, поки не буде розщеплений весь доступний матеріал або поки субстрат не можна буде розщеплювати далі. Такий процес утворення біогазу схожий на так званий періодичний метод.

Сьогодні прийнято використовувати поступовий процес, при якому субстрат подається протягом дня багатьма невеликими порціями, що в свою чергу веде до рівномірного виробництва біогазу. Швидко розщеплювальний субстрат має схильність до окислення, тому рекомендується для гідролізу і окислення передбачити окремий резервуар, щоб з нього продукти розкладання дозовано подавати у ферментатор (двоступінчата технологія). Перевагою є витримка ефективності роботи мікроорганізмів через створення оптимальних умов життєдіяльності (в першу чергу рівень рН). Таким чином можна досягти більшого виробництва біогазу.

1.1.2 Температурний вплив на інтенсивність процесу. Метанові мікроорганізми проявляють свою життєдіяльність в межах температури 0-70 °С. Якщо температура вища, вони починають гинути, за винятком кількох штамів, які можуть жити при температурі середовища до 90 °С. При мінусовій температурі вони виживають, але припиняють свою життєдіяльність.

Принципово важливим є те, що чим вища температура, тим швидше відбувається розкладання і виробництво газу, але разом з тим знижується вміст метану в біогазі. Це пов'язано з інтенсивнішим розчиненням в субстраті двоокису вуглецю, який переходить в газоподібну фазу, знижуючи відносний вміст метану в біогазі.

Існує три типові температурні режими, в яких себе добре відчують відповідні штами мікроорганізмів:

- психрофільні штами при температурі нижче 25 °С;
- мезофільні штами при температурі 25-45 °С;
- термофільні штами при температурі понад 45 °С.

Установки, що працюють на поновлюваній сировині, при великій кількості субстрату, що легко переробляється, приводить до необоротних реакцій окислення з відповідним виділенням тепла. Таким чином при бродінні кукурудзи спостерігалось зростання температури. Такий ефект звичайно ж знижує споживання тепла установкою і повинен спостерігатися для кожної установки окремо і бути врахований специфікою установки.

Робота при високих температурах вимагає спеціальних систем автоматизації і точного керування роботою біогазової установки. В наш час, коли йдеться про повну інтеграцію біогазових установок в повсякденну роботу сільськогосподарського підприємства, мезофільний режим створює менше складнощів.

1.1.3 Характеристика кислотного середовища. В той час, як гідролізуючі і кислотоутворюючі мікроорганізми в кислому середовищі з рівнем рН 4,5-6,3 досягають оптимуму своєї активності, мікроорганізми, які утворюють оцтову кислоту і метан, можуть жити тільки при нейтральному або слаболужному рівні рН 6,8-8. Якщо рівень рН перевищує оптимальне значення, відбувається зниження життєдіяльності, при якому мікроорганізми стають повільнішими, що уповільнює утворення біогазу. Для одноступінчатих технологій слід витримувати рівень рН для метаноутворення (оптимум 7). На рівень рН можна впливати кількістю субстрату, що додається, і його видом. Субстрати, які швидко окислюються призводять до різкого падіння рівня рН; тому їх слід додавати в обмеженій кількості і поступово. При використанні гною як основного виду сировини великі коливання рівня рН не спостерігаються.

Мікроорганізми, для утворення своїх клітин вимагають живильних речовин, вітамінів, розчинних з'єднань азоту, мінеральних речовин і мікроелементів. Ці речовини в потрібній кількості містяться в рідкому і твердому гної. Достатня їх кількість міститься також в силосі кукурудзи та сіні, що дозволяє їм бродити в чистому вигляді без додавання інших

субстратів. Як орієнтоване значення для змішування субстратів можна взяти такі співвідношення живильних речовин: C:N:P = 75:5:1 або 125:5:1; C:N = 10:1 або 30:1; N:P = 5:1.

Співвідношення C:N показує загальне співвідношення вуглеводів із загальним вмістом азоту. На один відсоток фосфору припадають 5 відсотків азоту і 75-125 відсотків вуглецю. Оптимальне співвідношення вуглецю до азоту становить 30:1 і 10:1. Для кожного виду субстрату або суміші субстратів можна провести розрахунок співвідношень речовин (табл. 1.1). Для першої оцінки суміші субстратів має сенс провести такий розрахунок. З його допомогою своєчасно можна визначити можливу затримку процесу розвитку через дуже велику концентрацію азоту. Для оптимальної життєдіяльності мікроорганізмів також є необхідність в невеликій кількості важких металів і мікроелементів. В той же час важкі метали можуть мати стримуючий або навіть токсичний вплив. Нікель, кобальт, молібден, вольфрам і залізо є особливо необхідними мікроорганізмам для утворення ензимів.

Таблиця 1.1

Розрахунок співвідношення живильних речовин в сумішах субстратів

| Вміст поживних речовин, г/кг ТМ | C | N | P ₂ O ₅ | Співвідношення |
|---------------------------------|----|------|-------------------------------|-----------------|
| Гній ВРХ (ГХ) | 40 | 3,20 | 1,60 | C:N:P=25:2:1 |
| Кукурудзяний силос (КС) | 96 | 3,90 | 0,70 | C:N:P=137:5,6:1 |

Розрахунки співвідношення C: N: P суміші на прикладі 1 відсотка гною худоби і 0,7 відсотка силосної кукурудзи.

Вміст корисних речовин в суміші $C=(КС \cdot КС\%) + (ГХ \cdot ГХ\%)/(ГХ\%+КС\%)$.

З прикладу виходить $C=(96 \cdot 0,7)+(40 \cdot 1)/(+0,7)=(67,2+40)/1,7=63\%$.

Аналогічно розраховуються також вміст N і P₂O₅.

1.1.4 Вплив супутніх речовин на досліджуваний процес.

1. Кисень може проникнути з недостатньо збагаченим подрібненим субстратом і шкодити метановим мікроорганізмам.

2. Антибіотики, хіміотерапевтичні та дезінфікуючі засоби можуть стримувати процес бродіння і привести до його повної зупинки, особливо при їх високій концентрації. Це може статися, якщо з усім поголів'ям або одночасно всі хліва почали дезінфікувати. У такому випадку уникнути проблеми допоможе байпасна лінія, що веде з хліва прямо в ємність для зберігання. Препарати, які застосовуються до окремих тварин, як правило, не мають настільки негативних наслідків. Між вживаними засобами також існує велика різниця. Табл. 1.2 показує, що є речовини, що не шкодять навіть у великій концентрації, тоді як інші чинять негативний вплив вже в малій концентрації.

3. Органічні кислоти, карбонові кислоти, жирні кислоти. Стримуючий вплив надає також накопичення органічних кислот, які утворюються при анаеробному розкладанні органіки. Співвідношення органічних кислот, званих також летючими жирними кислотами, дає нам інформацію про стан процесу. При стабільному процесі утворення біогазу сума органічних кислот (їх також називають еквівалентами оцтової кислоти) нижче 2000 мг/л. Внаслідок занадто швидкої подачі свіжих або субстратів, які дуже легко розкладаються, може відбутися швидке окислення і накопичення кислот до рівня 16 000 мг/л. Крім того відбудеться негативна зміна співвідношення оцтової кислоти до пропіонової кислоти. Якщо рівень перевищує 3000 мг/л, а для пропіонової кислоти 300 мг/л, відбудеться порушення процесу.

Накопичення кислот призводить до цілого ряду реакцій, починаючи з того, що великі концентрації кислот стримують самі мікроорганізми таким чином, що знижується рівень рН, що і викликає затримку розвитку метанових мікроорганізмів до повної зупинки процесу розкладання. Протидіяти цьому можна лише повним скороченням подачі субстрату.

З практики годування жуйних тварин відомо, що для перетравлення їжі

співвідношення оцтова кислота: пропіонова кислота має становити 3:1. Як правило, цього досягають, коли вміст сирих волокон в раціоні сухої маси досягає 18-20%. Якщо це співвідношення не досягається, то у жуйних тварин починається рубцевий ацидоз, а в біогазових установках це призводить до затримки розвитку бактерій і надмірного окислення.

Таблиця 1.2

Вплив антибіотиків в кормі для тварин на утворення метану

| Група | Назва продукту в продажі | Біологічно активна речовина | C_{max} | Концентрація (мг/л) | Метан 100%= Номін. |
|---|--------------------------------------|-----------------------------|-----------|---------------------|--------------------|
| Антибіотики | Phospholipol | Flavomycin | 11 | 50 | 104% |
| | | | | 10 | 101% |
| | | | | 3 | 100% |
| | Avatec | Lasalocid | 6 | 100 | 25% |
| | | | | 10 | 102% |
| | | | | 3 | 105% |
| | Rumensin | Monensin | 8 | 5 | 35% |
| | | | | 2 | 35% |
| | | | | 0,5 | 38% |
| | Spiramix | Spiramycin | 29 | 50 | 44% |
| 10 | | | | 46% | |
| 2,5 | | | | 46% | |
| Синтетичні лікувальні хімпрепарати | Animedica S-2 (Arsen + Fur.) | Арсанилова кислота | 144 | 1000 | 54% |
| | | | | 10 | 88% |
| | | | | 3 | 90% |
| | Animedica S-3 (Arsen + Fur. + Sulf.) | Furazolidon | 144 | 200 | 41% |
| | | | | 50 | 93% |
| | | | | 3 | 97% |
| Bayo-N-ox | Olaquinox | 58 | 100 | 4% | |
| | | | 10 | 32% | |
| | | | 1 | 35% | |
| Препарати для дезинфекції | Orbivet | Альдегіди Алкоголь | 0,03* | 0,5* | 27% |
| | | | | 0,1* | 60% |
| | | | | 0,01* | 87% |
| | Decaseptol | Хлороформ CS2 феноли | 0,12* | 0,3* | 11% |
| | | | | 0,03* | 10% |
| | Master Mix Environ | Феноли | 0,02* | 0,1* | 94% |
| 0,01* | | | | 92% | |
| *) мл/л; C_{max} = теоретично максимально допустима концентрація у ферментаторі | | | | | |

4. Сірководень. При розкладанні сірковмісних субстратів (переважно білки) утворюється високотоксичний, практично для всіх живих істот, сірководень (H_2S). Вже при концентрації нижче 0,0001 його можна ідентифікувати через неприємний запах тухлих яєць, якщо ж концентрація перевищує вищеназвану, то запах зникає, але газ залишається високотоксичним. Чим нижче рівень рН, тим вище відсоток H_2S в субстраті і біогазі. Якщо вміст H_2S в газі перевищує 50 мг в розчині, то варто очікувати затримки розвитку мікроорганізмів. Ризик тим менше, чим вищий вміст розщеплюваних вуглецевих сполук у субстраті (ефект розбавлення). У сірковмісних субстратах можуть з'являтися мікроорганізми, які використовують водень для утворення сірководню. Вони будуть конкурувати з метановими мікроорганізмами за водень.

5. Аміак. Унаслідок анаеробного розкладання азотовмісних субстратів (багаті на протеїн субстрати, якими, наприклад, є конюшина або пташиний послід) утворюється аміак (NH_4). Виходячи з того, що близько 50-60% від загального вмісту азоту зберігається в перебродженому субстраті у вигляді амонію-азоту, він у свою чергу перебуває у співвідношенні з аміаком, який є сильною отрутою. Його гострий запах неможливо сплутати з будь-яким іншим. В цьому випадку зміни на користь отруйного амонію залежать від рівня рН і температури субстрату. Якщо рівень рН високий і температура висока, то баланс змінюється в бік аміаку. При підвищенні рівня рН = 9, співвідношення також змінюється. Крім цього, через додавання вуглеводів у формі волоконмісного матеріалу доповнюється співвідношення C/N і таким чином протидіють затримкам. Також зменшення кількості субстрату має ефект розбавлення і зменшує тим самим навантаження. Пониження температури в ферментаторі також призводить до зниження токсичності. У разі повторної подачі перебродженого матеріалу ризик отруєння аміаком зростає. Переброджений матеріал відрізняється невеликим співвідношенням C/N, тим самим ефект токсичності посилюється.

1.2 Якісна характеристика кінцевого продукту

1.2.1 Склад біогазу. Оскільки тільки метан дає енергію з біогазу, доцільно, для опису якості газу, виходу газу та кількості газу все відносити до метану, з його нормованими показниками. Обсяг газів залежить від температури і тиску. Високі температури призводять до розтягування газу і до зменшення разом з об'ємом рівня калорійності і навпаки. Крім того, при зростанні вологості калорійність газу також знижується. Щоб вихід газу можна було порівняти між собою, необхідно їх співвідносити з нормальним станом (температура 0 °С, атмосферний тиск 1,01325 бар, відносна вологість газу 0%). В цілому, дані про виробництво газу виражають у літрах (л) або м³ метану на кг органічної сухої речовини (ОСР), це набагато точніше і красномовніше, ніж дані в м³ біогазу в м³ свіжого субстрату. У минулому не завжди звертали увагу на цей взаємозв'язок, що призвело до малої придатності старих даних про виробництво газу, в них просто відсутні дані про температуру, атмосферний тиск, вміст метану, вміст сухої речовини і органічної сухої речовини. Навіть в лабораторних умовах при дослідженні однакових субстратів виходять різні результати по виробництву газу. Причина цього криється в різних методах, за допомогою яких проводилися такі виміри в лабораторії. Одні робили вимірювання для свіжого субстрату, інші для сухого, одні з матеріалом, що силосується, інші з несилосованим, в резервуарах від 0,5 літрів до 10 літрів. Якість біогазу визначається, в першу чергу, вмістом метану або співвідношенням горючого метану (СН₄) до «даремного» двоокису вуглецю (СО₂). Двоокис вуглецю розбавляє біогаз і викликає втрати при його зберіганні. Тому важливо прагнути до високого вмісту метану і якомога низького вмісту двоокису вуглецю. Досягається зазвичай вміст метану близько між 50-75%. Як правило, вміст СО₂ вимірюють за допомогою приладу «Brigon» і після вирахування невеликої кількості інших газів (2-8%) обчислюють вміст СН₄.

Вміст метану в біогазі, в першу чергу, визначається наступними критеріями:

- Ведення процесу: у той час як в одноступінчатих біогазових установках весь процес анаеробного розкладання відбувається в одному ферментаторі, одним етапом, і таким чином весь газ виділяється як суміш газів, в двоступеневих установках, вироблений на першому етапі газ, складається у великій мірі з двоокису вуглецю і інших енергетично малоцінних газів, які виводяться в навколишнє середовище. Вироблений на другому етапі газ має високий відсоток вмісту метану, який може складати більше 80% [1].

- Склад живильних речовин субстрату. Кількість і якість виробленого біогазу залежить від кількості внесених речовин та їх складу. Протеїни і жири мають вищий вміст метану. Для багатих на вуглеводи субстратів, як наприклад кукурудза, можна розраховувати на вміст метану в середньому 53%.

- Температура субстрату: на практиці виявилося, що при високій температурі ферментатора вихід метану гірший, ніж при низьких температурах. Це відбувається через відмінності в розчинності і утворенням газоподібного двоокису вуглецю. Чим більша кількість CO_2 перейде в газоподібну форму, тим меншою буде відсоткова частка CH_4 в біогазі.

Після метану і двоокису вуглецю, сірководень (H_2S) є найважливішою складовою газу. Сірководень дуже агресивний і викликає корозію, що, в першу чергу, викликає проблеми з арматурою, газовими лічильниками, пальниками і двигунами. Тому необхідно очищати біогаз від сірки. Очищений від сірки біогаз майже не має запаху.

Крім того, в біогазі містяться сліди аміаку, елементарного азоту, водню і кисню загальним вмістом від 6 до 8%. Сірководень і аміак можна легко заміряти за допомогою трубки Дрегера. Такі трубки можна використовувати багаторазово. Газ, який щойно надійшов з біогазової установки насичений водяною парою. Можливо, що пара містить також сліди ще малодосліджених

розчинених речовин, здатних викликати проблеми при спалюванні біогазу в котлах та двигунах. Сушка біогазу конденсацію є дуже важливим кроком по збагаченню газу. За допомогою конденсованої води сепарують також велику кількість аміаку, що міститься в біогазі, і викликає великі пошкодження двигуна, особливо на підшипниках з кольорових металів.

Біогаз – це продукт метанового зброджування органічної сировини (ферментації) і може утворюватися, як в природних, так і в штучних умовах. Проте з техніко-економічної точки зору, виробництво біогазу в штучних системах є кращим і найбільш зручним методом.

В середині метантенка, у субстраті, працюють бактерії не метаногени і метаногени. Не метаногени за нормальних умов можуть розвиватися при кислотності (рН) 5,0-8,5 в температурному діапазоні 25-42 °С. Ідеальними умовами для метаногенів є рН 6,5-7,5 і температурний діапазон 25-35 °С [2].

Анаеробні мікроорганізми класу метаногенів не можуть розмножуватись при вологості субстрату менше 50%. Швидкість процесу ферментації залежить від температури навколишнього середовища. Закономірність проста: чим вища температура, тим швидше іде переробка, і як результат, більша кількість одержаного газу.

Процес ферментації проходить одночасно чотири фази. Перша фаза – гідроліз, коли різні мікроорганізми (не метаногени) переробляють високомолекулярні речовини (білок, жири, вуглеводи, целюлоза) за допомогою ферментів у такі низькомолекулярні речовини як моносахариди, амінокислоти, жирні кислоти, воду. Друга фаза – переробка сировини за допомогою мікроорганізмів, які перетворюють амінокислоти у органічні кислоти, вуглекислий газ (діоксин вуглецю), сірководень і аміак. Третя фаза – ці сполуки ацетокилотні мікроорганізми перетворюють у ацетати, вуглекислий газ і водень. Четверта фаза – метаногени з вуглекислого газу і води у лужному середовищі виробляють метан, який є продуктом обміну речовин в них [3].

За хімічним складом біогаз, який одержують в реакторах, близький до

природного. Біогаз: метан (CH_4) – 65-70%, вуглекислий газ (CO_2) – до 30%; природний газ: метан – 80-90%, вуглекислий газ – до 10%.

Найпоширенішими шкідливими домішками в біогазі крім діоксиду вуглецю (CO_2) є сірководень (H_2S) – 1,2%, азот (N_2) – 0,1%, водень (H_2) – 0,1%, сліди монооксидів вуглецю (CO) та кисню (O_2). Кількість H_2S коливається від відсотків до десятих часток відсотка залежно від джерела: каналізаційних стоків, смітника побутових відходів, біореактора для анаеробної переробки тваринницьких відходів та ін. В Україні діють технічні умови на біогаз метантенків та біогазових реакторів з утилізації органічних відходів, які вимагають зниження вмісту H_2S до $0,2 \text{ г/м}^3$.

Сірководень – безбарвний газ з характерним запахом. Порівняно з повітрям, сірководень трохи важчий, зріджується при $-60,8 \text{ }^\circ\text{C}$, твердне при $-85,7 \text{ }^\circ\text{C}$. На повітрі сірководень горить з утворенням діоксиду сірки і води.

Діоксид вуглецю – це кислотний оксид, який обмежено розчиняється у воді і добре взаємодіє з лугами, розчинами солей, що мають лужні властивості, карбонатами натрію і калію, органічними сполуками, що включають гідроксильні групи (етаноли), і при зниженій температурі і підвищеному тиску добре розчиняються в спиртах (метанолі, ацетоні й інших органічних розчинниках).

За теплою згоряння 1 м^3 біогазу еквівалентний: $0,8 \text{ м}^3$ природного газу; $0,7 \text{ кг}$ мазуту; $0,6 \text{ кг}$ бензину; $0,85 \text{ л}$ спирту; $1,6 \text{ кг}$ дров; $1,4 \text{ кВт}$ електроенергії (табл. 4.6).

Біогаз горить блакитним полум'ям (температура займання $+650+750 \text{ }^\circ\text{C}$). Він має теплову здатність $5000-8000 \text{ ккал/м}^3$. Величина теплотворної здатності прямо пропорційна вмісту метану, який, у свою чергу, залежить від сировини, що використовується для одержання біогазу.

За визначенням, одна ккал – це тепло, потрібне для того, щоб підняти температуру 1 кг (літра) води на один градус. Отже, корисне тепло, що міститься в одному кубометрі біогазу, є достатнім для доведення до кипіння 100 кг (літрів) води з початковою температурою $20 \text{ }^\circ\text{C}$ або забезпечення протягом 4-5 годин горіння лампи потужністю $60-100 \text{ Вт}$.

Питома теплота згорання палива

| Паливо | ккал/кг | кДж/кг |
|-----------------|---------|--------|
| Деревина | 2960 | 12400 |
| Торф | 2900 | 12100 |
| Кам'яне вугілля | 6450 | 27000 |
| Бензин | 10500 | 44000 |
| Гас | 10400 | 43500 |
| Дизельне паливо | 10300 | 43000 |
| Зріджений газ | 10800 | 45200 |
| Природний газ | 8000 | 33500 |
| Біогаз | 7500 | 31400 |

У порівнянні з іншими газами для займання біогазу потрібно менше повітря. Для повного згорання 1 літру біогазу необхідно близько 5,7 літрів повітря, в той час як для бутану – 30,9 літра і для пропану – 23,8 літра, які володіють теплотворною здібністю майже в 3 рази вище, ніж біогаз, і дають в 2 рази більше полум'я.

Біогаз – нетоксичний, безбарвний, не має запаху. Проте, в разі наявності малої кількості сірководню, він може мати слабкий запах тухлих яєць. Цей запах завжди відсутній в разі його спалювання. Із-за наявності великої кількості вуглекислого газу біогаз є вибухобезпечним паливом для застосування.

Біогаз використовують не тільки як паливо, а й у вигляді основних чистих компонентів (метану і діоксиду вуглецю), що значно підвищує економічну цінність цього нетрадиційного джерела енергії, поліпшує екологічну ситуацію та дозволяє отримати цінні органічні добрива. Метан використовують, як паливо, а діоксид вуглецю – як інертний газ, для зварювання, заправлення вогнегасників, у харчовій промисловості, як «добриво» для тепличних господарств.

Таким чином, біогаз можна використовувати як природний газ, накопичувати, перекачувати, виробляти з нього електроенергію, використовувати як паливо для двигунів внутрішнього згорання.

1.2.2 Генерація супутніх продуктів. Принципово всі органічні речовини можна хоча б частково розкласти як аеробним, так і анаеробним шляхом. Принциповим правилом є: тверді, з складною структурою, матеріали як деревина і солома краще підходять для аеробних умов, тобто компостування, тоді як текучі, рідкі матеріали – гній, відходи продуктів харчування, жири і т.д. краще розкладаються в анаеробних умовах, тобто при бродінні. При цьому вміст сухої речовини, в першу чергу, є вирішальним, яким методом (бродіння або компостування) їх краще всього переробляти. В цілому можна сказати, що для мокрого методу, краще щоб вміст сухої речовини був 5-15%. Якщо вміст сухого субстрату менше ніж 5%, то процеси також відбуватимуться, але буде необхідність «марного» додавання дуже великої кількості води, що суттєво впливатиме на рентабельність. 15% вмісту сухого субстрату є верхньою межею, при якій субстрат ще можна, перекачувати насосом, перемішувати або змішувати. Сухий метод розрахований на сипучі матеріали з вмістом сухої речовини понад 25%. Вміст сухої речовини найкраще придатний до компостування матеріалу складає від 40 до 60%. Важливим, як і раніше, є співвідношення вуглецю і азоту (співвідношення C:N), яке має становити від 10:1 до 40:1. Відходи сільськогосподарських тварин створюють гарні умови як для анаеробного, так і для аеробного бродіння, оскільки вони мають збалансований склад живильних речовин і великий буферний потенціал. При складанні раціону, важливо щоб завантаження ферментатора було як мінімум менше 4 кг, ще краще, якщо менше 3 кг орган. СР/м³, незалежно від виду субстрату або його суміші [4].

При сільськогосподарському виробництві біогазу за останні роки відбулися великі зміни у видах використовуваних субстратів. Зараз на практиці рідко буває, щоб використовували виключно рідкий або твердий

гній. Лише деякі великі підприємства в східній Німеччині обслуговують біогазові установки, що працюють виключно на рідкому гної. Більшість установок для своєї роботи використовують силос із рослин, залишки зерна і силос із сіна, іноді працюють взагалі без гною.

Крім великого виходу газу та великого ступеня розкладання, енергетичні рослини завдяки підтримці з боку законодавства про поновлювані джерела енергії ЄС набули особливого значення.

Використання стоків для біогазової установки, з одного боку, цікаве для багатьох фермерів, адже так вони можуть економити на дорогому підключенні каналізації; але, з іншого боку, вміст сухої речовини в стоках, як правило, нижче 2%, таким чином доводиться шукати інші субстрати з достатнім вмістом сухої речовини. У таких випадках доводиться також відмовитися від використання агресивних миючих і очищуючих хімічних засобів.

Суміш, що складається з безлічі різних субстратів, в залежності від виду субстратів, має дуже різні характеристики по розшаруванню. Це, в свою чергу, впливає на осідання і утворення плаваючої кірки і повинно враховуватися при виборі мішалки (техніки та її потужності). Гомогенна суміш з невеликим розміром частинок і високим вмістом СР, якою, наприклад, є гній великої рогатої худоби, перемішаний з рослинними елементами, має невелику схильність до розшарування.

1.3 Характеристика досліджуваної лінії на сучасних переробних підприємствах по виробництву біогазу та органічних біодобрих

Для забезпечення механізованого виробництва, типове устаткування відповідно до двохстадійного проточного методу представлено у вигляді машинно-апаратної схеми. Дана комплексно-механізована лінія (рис. 1.1) дає загальне уявлення про послідовність окремих стадій і робочих операцій процесу виробництва органічних біодобрих, та біогазу з подальшим використанням його як сировини для когенераційної установки виробництва

електроенергії та тепла. В ній охоплюється весь цикл етапів і операцій – від прийому сировини і до одержання готової продукції [5-8].

1.3.1 Опис технологічної схеми біогазової установки. Біогазова установка призначена для підготування вихідної біомаси (здрібнювання, гомогенізація, нагрівання) до бродіння, аеробного (кислотного) бродіння і, нарешті, анаеробного (метанового) бродіння. Також до складу біогазової установки може входити енергетичний блок.

Вихідна біомаса, що одержується щодня на фермі утримання великої рогатої худоби вологістю 80-95%, доставляється на комплекс безпосередньо або автотранспортом в цистернах, звідки фекальним насосом 1 з відповідним подрібненням довговолокнистих включень перекачується в приймальний резервуар 2, де відбувається тимчасове зберігання і стабілізація початкової біомаси – субстрату. Паралельно в процесі завантаження приймального резервуару додається 30% силосу кукурудзи, який доставляється зі сховища відходів трактором і також завантажується в приймальний резервуар, пройшовши через подрібнювач 3 до часток від 1-3 мм. Завантажений субстрат підігривається за допомогою теплообмінника 4 до температури 25 °С і може втримуватись до 5 діб, в залежності від потреб у завантаженні ферментатора. В процесі підігрівання відбувається гомогенізація субстрату за рахунок мішалки 5. Подача біомаси у ферментатор 6 відбувається по фекалопроводу за рахунок насоса-дозатора 7 [10].

Ферментатор є повністю герметичним резервуаром з кислотостійкого залізобетону, що тепло ізолюється шаром утеплювача. Період перебування сировини в ферментаторі сягає від 20-40 діб при фіксованій для мікроорганізмів температурі в 34-37 °С. Також ферментатор обладнаний запобіжним клапаном (ПК1) 24, який призначений для захисту реактора від підвищеного тиску. При підвищенні тиску газу в біореакторі до 0,05 атм (5 кПа) електронно-контактний манометр (ЕКМ1) 25 дає команду компресору 15 на включення. Компресор закачує біогаз у газгольдер 13, допустимий тиск

– 10 атм. При зниженні тиску газу в біореакторі до 0,02 атм (2 кПа) ЕКМ1 дає команду на відключення компресора.

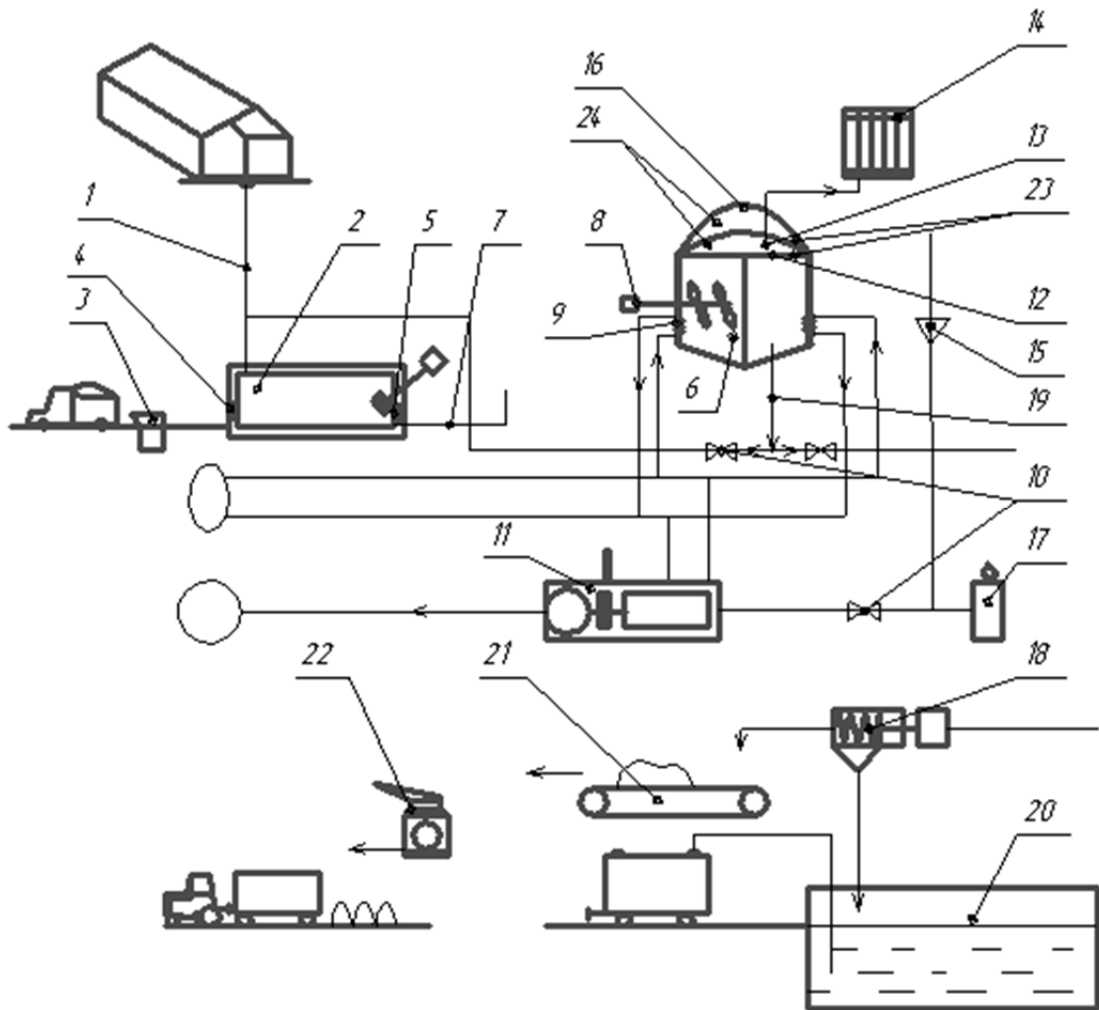


Рисунок 1.1 – Схема лінії для виробництва біогазу та біологічних органічних добрив

При підвищенні тиску в газгольдері до 10 атм ЕКМ2 дає команду на відключення компресора. Для захисту від підвищеного тиску газгольдер обладнаний запобіжним клапаном (ПК2). При зниженні тиску в газгольдері до 4 атм ЕКМ2 дає команду на включення двигуна - приводу мішалок 8. Бактерії при перемішуванні збільшують свою активність тому при перемішуванні сировини в біореакторі різко зростає виробництво біогазу.

Перемішування біомаси усередині ферментатора проводиться похилими міксерами 8 з нержавіючої сталі, а підігрів відбувається за рахунок циркулювання теплої води в теплообміннику 9. Температура води на вході в

ферментатор 60 °С, після виходу з ферментатора біля 40 °С.

Система підігріву – це мережа трубок що знаходяться на внутрішній поверхні реактора. Біогазова установка укомплектована когенераційною установкою 11, де власне вода від охолодження двигуна внутрішнього згорання використовується для підігріву ферментатора. Температура води після генератора 90 °С. Витрати теплової і електричної енергії на потреби самої біогазової установки складають від 5 до 15% всієї енергії, яку дає біогазова установка.

Біогаз, що утворився в процесі анаеробного бродіння, через клапан 12 надходить і зберігається в газгольдері 13 де, в свою чергу, проходить вирівнювання тиску і складу біогазу. Від газгольдера через очисник 14 компресором 15 відбирається подача біогазу на когенераційну установку 11.

Когенераційні установки – є устаткуванням для комбінованого виробництва електроенергії і тепла, в них застосовуються газопоршневі двигуни внутрішнього згорання, пристосовані до роботи на низькокалорійних газах. З 1 м³ біогазу в когенераційній теплоелектростанції можна виробити 2-4 кВт·год електро- і 2-8 кВт·год теплової енергії. Біогаз спалюється в теплоелектростанції безпосередньо без збагачення.

Газгольдер представляє собою високоміцну мембрану, яка стійка до підпалу чи прориву. Для додаткового захисту передбачається також тентове покриття 16. При подачі біогазу до когенераційної установки відбувається зниження тиску до 0,1 атм. В разі надлишкової кількості частина біогазу може бути скинута за рахунок запірної арматури 10 на факел через комутатор 17.

Переброджена маса з ферментатора 6 насосом 19 подається на сепаратор 18, який є шнековим пресом, в якому пресування проводиться за допомогою шнека, що дозволяє видавлювати всю вільну воду і більшість зв'язаної води. Це єдине устаткування для переробки субстрату, що ефективно відокремлює тверді складові, які виходять сухими і розсипчастими. При сепаруванні концентрація сухих речовин в біомасі складає біля 40%. Видалена рідка фракція зберігається в лагуні 20, а також подається для змішування зі свіжим субстратом на стадії гідролізу.

Надлишки рідкої фракції піддаються очищенню до досягнення показників зливу, що відповідають нормам на скидання у водоймища рибогосподарського значення, або ця вода може бути використана для технічних потреб. Вижата тверда складова стрічковим транспортером 21 подається на гранулятор 22 звідки виходить суха речовина – високоякісне органічне добриво (гранулювання в чистому вигляді), або, як паливо для теплогенераторів – у вигляді пілет. Виробництво сухого гранульованого добрива практично виключає втрати живильних речовин при тривалому зберіганні, дозволяє вносити ці добрива до найбільш сприятливих календарних термінів із застосуванням стандартних механізмів (наприклад, звичайні сівалки).

З ємкості зберігання рідких добрив насосами маса перекачується в бочки-причепи і вивозиться на поля або на продаж як підживлююча сировина для гідропоних теплиць. Основний варіант переробки рідкої фракції передбачається по технології ефективних мікроорганізмів та упаковки біодобрив в пляшки по 0,3, 0,5, 1,0 л.

Існуюча технологія і конструкції біогазових установок засновані на багаторічному європейському досвіді їх використання. Згідно цього досвіду, є певний зв'язок між параметрами установок, а саме: кількістю сировини і розміром реактора. Розмір реактора показує, з одного боку, кількість отриманих вихідних продуктів біогазової установки, а з іншої сторони – вартість усієї установки.

Таблиця 1.4

Зразкові співвідношення виходу продукції для ферм по утриманню ВРХ

| Кількість голів | Гній, т/добу | Об'єм ферментатора, м ³ | Вихід газу за рік, м ³ | Електроенергія, кВт·год | Тепло кВт·год |
|-----------------|--------------|------------------------------------|-----------------------------------|-------------------------|---------------|
| 160 | 6,4 | 500 | 83950 | 167900 | 201480 |
| 650 | 26 | 2000 | 350400 | 700800 | 840960 |
| 1300 | 52 | 4000 | 693500 | 1387000 | 1664400 |
| 3200 | 128 | 10000 | 1152000 | 3504000 | 4204800 |

1.3.2 Структурні елементи технології виробництва біогазу. Процес переробки органічних відходів в біогаз та біодобрива складається з наступних блоків: блок підготовки; блок метаногенного зброджування субстрату: система підігріву реактора, система перемішування субстрату в реакторі, система термоізоляції реактора; блок енергозабезпечення; злив переробленого субстрату; модуль управління біогазовою установкою.

Кожен з блоків, у свою чергу, складається з окремих, послідовно виконуваних виробничих операцій і процесів. В якості прикладу, нижче дуже стисло охарактеризовано ці операції і процеси на окремих етапах виробництва біогазу на рідких органічних відходах, до складу яких входить близько 30% силосної кукурудзи.

Проаналізували всі конструкції біогазових установок, які застосовуються в світі, були розроблені основні принципи, по яких можна створювати біогазові установки. Конструкція установки базується на максимальному використанні стандартних деталей і вузлів, що виробляються практично в будь-якій країні світу. Деталі вибрані з сучасних синтетичних матеріалів, які забезпечують хімічну стійкість, малу вагу, хорошу термоізоляцію. За розміром реактора установка відноситься до середніх біогазових комплексів на 1000-1300 одиниць ВРХ [11, 12].

Блок підготовки. Головним модулем біогазової установки є ферментатор, в якому відбувається два зустрічні процеси: процес гідролізу – окислення під дією гідролізних мікроорганізмів з утворенням жирних кислот і процес переробки жирних кислот метанотворними мікроорганізмами з виділенням біогазу. Щоб зробити процес утворення метану стійкішим, пропонується гідроліз проводити за межами ферментера в окремому модулі, де буде відбуватись, безпосередньо, розведення початкової органічної маси для забезпечення необхідної вологості, підігрів до температури початку протікання процесу збродження, а також для закачування строго певної порції сировини із збереженням герметичності реактора і постійності тиску газу на виході.

Перенесення процесу гідролізу з ферментера в окремий резервуар додає конкурентні переваги біогазовій установці і дозволяє: отримувати біогаз з вищим вмістом метану (близько 70%); забезпечити стабільну і безаварійну роботу всієї системи в цілому; уникнути створення у ферментаторі плаваючого шару; використовувати субстрати рослинного походження; підвищити газовіддачу з біосировини рослинного походження (солома трава, кормові відходи і т. д.) за рахунок розкладання целюлози; з легкістю здійснити перехід на іншу сировину, не залежно від її якості; підвищити питомих завантаження ферментатора і, як наслідок, зменшити його розмір, а значить і витрати на будівництво; підвищити продуктивність ферментатора.

Блок метаногенного зброджування субстрату. Основою кожної біогазової установки є ферментатор, що являє собою герметичний термос, в якому підтримується задана постійна температура. Для цього використовується система підігріву і система перемішування сировини, які управляються блоком автоматики. Для вибору розмірів і конструкції реактора вирішальну роль грають такі чинники, як: масова витрата біомаси при заповненні; заданий вихід газу або ступінь бродіння субстрату як функція від концентрації сухих речовин, завантаження робочою простору, часу циклу бродіння до інтенсивності перемішування; вживана система виробництва; рівень механізації і автоматизації.

В нашому випадку розглядається двостадійна система, в якій на першій стадії процесу накопичуються летючі жирні кислоти, а на другій стадії йде, власне, метаногенний процес. При об'ємах подачі біомаси в $63,1 \text{ м}^3$ за добу економічно доцільно застосовувати вертикальні циліндрові реактори. Вони виготовляються на місці установки з залізобетону, який потім утеплюють різними способами. Основний мінус даної конструкції – це капітальна споруда специфічної конструкції, яку неможливо перемістити, та демонтувати.

Блок енергозабезпечення. Щоб раціонально використовувати біогаз необхідно передбачити акумуляцію газу в певному об'ємі, оскільки

виробництво газу і його споживання часто не відповідають одне одному.

Газгольде, в якому накопичується вироблений біогаз та виконується функція стабілізатора тиску. Для газгольдерів високого тиску вибирають сферичні або циліндрові резервуари. Вони працюють зазвичай при робочому тиску 0,8-1,8 МПа і мають місткість 10-10000 м³ [13, 14]. До їх переваг відносяться порівняно невеликі габарити і відсутність яких-небудь рухомих частин. Недоліком вважається необхідність в компресорній установці. Для використання газу, як паливо, потрібне додаткове устаткування для пониження тиску до 1-5 кПа. На газгольдери названого типу розповсюджуються всі вимоги техніки безпеки, що пред'являються до резервуарів високого тиску. Між реактором, газгольдером і споживачами біогазу розміщується наступна додаткова апаратура: пристрій для захисту від зворотного удару полум'я, газоочистка, газоосушувач, редукційний клапан.

У нашій біогазовій установці газгольдером служить сам реактор, який закривається зверху спеціальною гумовою мембраною. Робочий об'єм такого газгольдера не дуже великий так, як установка немає нерівномірності в споживанні газу, оскільки весь газ відразу переробляється в електрику.

Біогаз, вироблений біогазовою установкою, не подається безпосередньо споживачеві, а проходить через декілька спеціальних пристроїв, які можна назвати газовою системою біогазової установки. Перш за все, біогаз необхідно пропустити через зворотний клапан, який забезпечує рух газу тільки в одному напрямі, – від реактора до споживача. Найпростіший зворотний клапан – рідинний, схожий на той, який ми застосовуємо, зброджуючи домашнє вино. Цей зворотний клапан може бути загальним для декількох реакторів, забезпечуючи одночасно незалежність їх газових систем, і в той же час рівність тиску в робочих режимах. Для контролю над тиском газу встановлюється манометр. Також обов'язковим і найважливішим елементом є комутатор. Факельна установка – це пальник, на який подається іскра для запалення у момент спрацьовування запобіжного клапана (комутатора), і вогонь підтримується, поки запобіжний клапан

відкритий. Тобто механізм дії такий самий, як і в сучасних газових плитах.

Злив перебродженого субстрату. Для середніх біогазових установок, на основі яких виконаний реактор даної конструкції, найвигідніше зливати шлам під дією сили тяжіння в ємність, розташовану нижче за реактор. При цьому система зливу є звичайною каналізаційною трубою з відповідним краном. Головна технологічна особливість – це закінчення труби, яке повинне забезпечити неможливість засмоктування в реактор повітря при зливі.

Модуль управління біогазовою установкою. Для безперебійного функціонування біогазової установки необхідний блок автоматики, який контролює всі параметри і підтримує задану температуру і інтенсивність реакції. Робота блоку автоматики базується на інформації, що отримується декількома датчиками: датчиком температури сировини в реакторі, датчиками рівня сировини в реакторі. Ґрунтуючись на цих свідченнях, а також по сигналах таймера, блок автоматики включає і вимикає систему підігріву, систему перемішування. Блок автоматики базується на стандартних недорогих промислових контролерах. Для управління могутнім навантаженням, таким як електронагрівальні елементи або двигуни системи перемішування, застосовуються магнітні пускачі [15].

1.4 Підбір технологічного обладнання лінії з виробництва біогазу

Технологічне обладнання є найбільш важливим етапом проектування, оскільки від цього залежить економічність проектування та економічна ефективність виробничої діяльності підприємства: продуктивність, розміри прибутку та рентабельність.

Для підбору обладнання лінії по виробництву біомаси та біодобрив з відходів вихідними даними є вихід біогазу та розрахунковий об'єм реактора.

Кількість машин для лінії заданої продуктивності знаходимо за формулою:

$$n_H = \frac{Q_E}{Q_M}, \quad (1.1)$$

де: Q_E - об'єм біомаси, кг/год; Q_M - продуктивність машини, кг/год.

Підбираємо фекальний насос для перекачування відходів з ферми або цистерн, а також для подачі підготовленої сировини з гідролізного блоку в ферментатор та відбору перебродженого субстрату з нього. Кількість однотипних насосів в об'єкті що досліджується рівна 3-ом, максимальна кількість перекачуваного субстрату рівна 2630 кг/год (табл. 4.8).

Фекальний насос

$$n_H = \frac{2630}{3000} = 0,87.$$

Вертикальну мішалку для перемішування сировини в гідролізному блоці (табл. 1.5).

Таблиця 1.5

Технічна характеристика фекального насосу Pedrollo M/C 10/50

| | |
|--------------------------------------|----------|
| Напір, м | 2,0-10,7 |
| Продуктивність, м ³ /год | 1,5-10,0 |
| Діаметр прохідних твердих часток, мм | 50 |
| Потужність, кВт | 0,75 |
| Максимальна глибина застосування, м | 5 |
| Живлення, В | 220 |

Таблиця 1.6

Технічна характеристика МС 200

| Модель | Кількість/ діаметр лопатей, мм | Максималь- ний об'єм ємкості, м ³ | Максимальна продуктив- ність, м ³ /год | Швидкість обертання, об/хв | Вхідна потужність, кВт |
|--------|---|--|---|----------------------------------|------------------------------|
| МС 200 | 2/500 | 400 | 800 | 20 | 5,5 |

Підбираємо мішалку горизонтального типу для перемішування сировини в реакторі (табл. 1.7).

Підбираємо потужну мішалку в ферментатор в кількості 2 штуки типу Flygt серія 4640 з потужністю двигуна 2,65 кВт.

Таблиця 1.7

Технічна характеристика горизонтальної мішалки МГ 300

| Модель | Кількість/ діаметр лопатеї, мм | Максималь- ний об'єм ємкості, м ³ | Максимальна продуктив- ність, м ³ /год | Швидкість обертання, об/хв | Вхідна потужність, кВт |
|--------|---|--|---|----------------------------------|------------------------------|
| МГ 300 | 4/2000 | 1000 | 1500 | 20 | 7,5 |

Підбираємо подрібнювач для підготовки силосу до анаеробного бродіння та завантаження його в метантенк. Нам підійде подрібнювач рослинних матеріалів ИРМ-15М. Призначений для переробки грубих (сіно, солома, стебла кукурудзи, соняшник та ін.), соковитих (силос та качани кукурудзи та ін.) кормів та їх сумішей [16].

Подрібнювач може бути використаний в технологічних лініях кормоцехів тваринницьких ферм і комплексів, а також на комбикормових заводах і агрегатів по виробництву гранул і брикетів. Технічна характеристика приведена в таблиці 1.8.

Таблиця 1.8

Технічна характеристика подрібнювача КДУ-2

| Найменування показника | Значення |
|--------------------------------|----------|
| Продуктивність, т/год | 10-15 |
| Середня довжина різки, мм | |
| Грубих | 15 |
| Соковитих | 5 |
| Потужність електродвигуна, кВт | 55 |
| Маса агрегату, кг | 2000 |

Далі нам потрібно підібрати газгольдер для накопичення виробленого біогазу. Газгольдер – це 3-х шарова конструкція, із спеціальних PVC, PE тканини і EPDM. Матеріал куполу стійкий до сонячного світла, опадів і

випарів в реакторі. Термін служби газгольдера 15 років. Газгольдер герметично накриває реактор згори. Над газгольдером накривається додатково накриття тенту. В окремих випадках газгольдер є багатокамерним мішком. Такий мішок, залежно від проектного рішення, може кріпитися згори бетонного зведення ременями або в спеціальній бетонній місткості [17].

В ідеалі газгольдер має бути розрахований для того, щоб вмещувати добовий об'єм біогазу, що виробляється. Залежно від типу газгольдера і тиску, що витримується ним, об'єм газгольдера складає від 1/5 до 1/3 від об'єму реактора.

Підбираємо компресор для подачі виділеного газу на лінію очистки, технічна характеристика якого представлена в таблиці 1.9.

$$n=236/300=0,78 \text{ шт.}$$

Підбираємо лінію для очистки виділеного біогазу (табл. 1.10).

$$N=263/250=0,94 \text{ шт.}$$

Після закінчення процесу анаеробного бродіння субстрат направляється в сепаратор для відділення рідкої фракції. Для цього приймаємо сепаратор SP-600.

$$n=1,8/50=0,036 \text{ шт.}$$

Сепаратор призначений для відділення твердих і рідких фракцій матеріалів багатих на волокнисті включення (табл. 1.9).

Таблиця 1.9

Технічна характеристика компресора 4ВУ1-5/9М72

| | |
|--|---------------|
| Позначення | 4ВУ1-5/9М72 |
| Продуктивність при всмоктуванні, м ³ /хв. | 5 |
| Продуктивність на виході, м ³ /хв. | 0,56 |
| Потужність двигуна, кВт | 35 |
| Частота обертання колінчастого валу, об/хв | 735 |
| Маса, кг | 750 |
| Габаритні розміри, мм | 1110x960x1110 |

Таблиця 1.10

Технічна характеристика системи очистки біогазу М1

| | |
|-------------------------------------|-----|
| Позначення | М 1 |
| Продуктивність, м ³ /хв. | 250 |
| Потужність, кВт | 72 |

Таблиця 1.11

Технічна характеристика сепаратора SP-600

| Найменування | Показник |
|-------------------------------------|---------------|
| Габаритні розміри, мм | 1900x900x1215 |
| Маса, кг | 600 |
| Потужність, кВт | 5,5 |
| Продуктивність, м ³ /год | 65 |

Далі підбираємо когенераційну установку для переробки біогазу в електроенергію. Оскільки вихід біогазу становить 4180 м³/добу, нам підійде когенераційна установка CAT-770, технічна характеристика наведена в табл. 1.12.

$$n=174/206=0,84 \text{ шт.}$$

Таблиця 1.12

Технічна характеристика когенераційної установки CATERPILLAR G3512

| Параметри | Показник |
|--|----------|
| Номінальна електрична потужність, кВт | 770 |
| Максимальна теплова потужність, кВт | 1032 |
| Витрата газу при 100 % потужності, м ³ /год | 206 |

Нижче приведена зведена таблиця основного обладнання та їх потужність (табл. 1.13). Підбираємо також привід стрічкового транспортера, двигун АИР 100 L2 потужністю 5,5 кВт.

Зведена таблиця технологічного обладнання

| Назва | Марка | Потужність двигуна, кВт | Продуктивність | Габаритні розміри LxВxН | Кількість |
|---------------------------------|-------------------|-------------------------------|------------------------------|-------------------------------|-----------|
| Фекальний насос | Pedrollo MC 10/50 | 0,75 | 3,0-30,0 м ³ /год | 410x90x90 | 3 |
| Вертикальна мішалка | MC 200 | 5,5 | 800 м ³ /год | - | 1 |
| Горизонтальна мішалка | MG 300 | 7,5 | 1500 м ³ /год | - | 1 |
| Погружна мішалка | Flygt Серія 4640 | 2,65 | 900 м ³ /год | - | 2 |
| Подрібнювач | КДУ-2 | 55 | 10-15 т/год | 350x1350x3500 | 1 |
| Компресор | 4ВУ15/9М2 | 35 | До 1000 кг/год | 1110x960x1110 | 1 |
| Система очистки біогазу | M1 | 72 | 250 м ³ /год | - | 1 |
| Сепаратор | SP-600 | 5,5 | 65 м ³ /год | 2450x900x1215 | 1 |
| Привід стрічкового транспортеру | АІР 100 L2 | 5,5 | - | - | 1 |
| Когенераційна установка | CATERPILLAR G3512 | - | 206 м ³ /год | 4300x2100x2150 | 1 |
| Всього | | 190,9 | | | |

1.5. Технологічний розрахунок виходу біогазу з різних культур

Орієнтовні дані по виробництві гною і виходу газу з різних видів сировини наведені в табл. 1.14 і табл. 1.15 [18].

Таблиця 1.14

Вихід суміші моча-кал для різних видів тварин при 10% сухої речовини

| Види тварин | м ³ гною на 1 тварину і на тварину день, місяць, рік | | | | м ³ гною на ВРХ і на 1 БРС день, місяць, рік | | | |
|----------------------------|---|--------|-------|------|---|-------|-------|------|
| | Молочна корова | 1,2 | 0,055 | 1,65 | 19,8 | 0,83 | 0,046 | 1,38 |
| М'ясний бик | 0,7 | 0,023 | 0,69 | 8,3 | 1,43 | 0,033 | 0,99 | 11,8 |
| Молодняк | 0,6 | 0,025 | 0,75 | 9 | 1,67 | 0,042 | 1,25 | 15 |
| Телята | 0,2 | 0,008 | 0,24 | 2,9 | 5 | 0,04 | 1,2 | 14,4 |
| М'ясні телята | 0,2 | 0,004 | 0,12 | 1,4 | 5 | 0,02 | 0,6 | 7,2 |
| М'ясні свині | 0,12 | 0,0045 | 0,14 | 1,6 | 8,33 | 0,038 | 1,13 | 13,5 |
| Племені свиноматки | 0,34 | 0,0045 | 0,14 | 1,6 | 2,94 | 0,013 | 0,40 | 4,8 |
| Поросята | 0,04 | 0,002 | 0,06 | 0,7 | 25 | 0,05 | 1,5 | 18 |
| Свиноматка +19 поросят/год | 0,46 | 0,014 | 0,42 | 0,5 | 2,17 | 0,03 | 0,91 | 11 |

Гній худоби має найгірші показники по виходу газу. Велика рогата худоба, як жуйні тварини, завдяки особливій флорі шлунку, що містить серед інших і метанові мікроорганізми, а також довгому кишковому тракту і сильному подрібненню легко перетравлюваних речовин, споживає істотну кількість сірої клітковини. Цей недолік гною худоби вирівнюється завдяки високому вмісту сухої субстанції.

Свиня, як і людина, відома своїм поганим переварюванням корму, що викликане однокамерним шлунком і коротким кишечником. Тому вихід газу істотно вищий, ніж з гною великої рогатої худоби через те, що цей гній містить безліч нерозкладених поживних речовин.

Кури, як і всі птахи, мають короткий апарат перетравлення, що обумовлює їх малу вагу. Перетравлення є неповним. У посліді міститься ще

велика кількість не розкладених субстанцій. Тому послід дає найбільший вихід газу. В першу чергу він настільки багатий сухою масою, що, як правило, його необхідно розбавляти водою. Високий вміст N може викликати проблеми з біологічним процесом.

Таблиця 1.15

Вихід газу з органічних добрив, що отримуються на фермі

| Субстрат | СР, % | З них оргн. СР, % | Біогаз, IN/кг огрн. СР | Вміст метану, % | Метан, IN/кг огрн. СР | N | P ₂ O ₅ кг/т твердого гною | K ₂ O |
|---|----------|-------------------------|------------------------------|-----------------------|-----------------------------|------|--|------------------|
| Рідкий гній худоби з часткою корму | 8 | 80 | 370 | 55 | 204 | 3,50 | 1,7 | 6,3 |
| Рідкий гній худоби без частки корму | 8 | 80 | 280 | 55 | 154 | 3,30 | 1,6 | 5,9 |
| Свинячий гній | 6 | 80 | 400 | 60 | 240 | 3,60 | 2,5 | 2,4 |
| Твердий гній худоби | 25 | 80 | 450 | 55 | 248 | 4,00 | 3,2 | 8,8 |

Суміш гною худоби, свиней та курей допомагає уникнути недоліки калу окремих видів тварин. Деякі біогазові установки на цьому успішно працюють. Внаслідок спеціалізації в сільському господарстві багато біогазових установок завантажуються гноєм одного виду тварин; в основному це худоби (молочні корови, м'ясні бики, молодняк худоби).

З використанням рослинних культур в біогазових установках, сільськогосподарське виробництво отримало зовсім новий напрямок: якщо раніше сільське господарство в Німеччині і Європі займалося виробництвом продуктів харчування та корму, то зараз все більша кількість площ віддається під енергетичні рослини, які використовуються в біогазових установках. Часто вирощування енергетичних рослин вважають окремою галуззю виробництва і для деяких фермерів вона є головним джерелом доходу [19].

З погляду виходу газу кращий результат дають субстрати з високою концентрацією енергії: відходи зерна, буряк і картопля. Вихід метану, що досягається з їх допомогою може доходити до 350-380 л/кг органічного сухого субстрату. Крім цього є велика група, що складається зі свіжої трави, бадилля буряка, силосу трави, кукурудзи та зернових рослин, вихід метану з яких становить від 270 до 330 л/кг органічного сухого субстрату. Найменший вихід газу нижче 200 л/кг органічного сухого субстрату має солома. Таким чином її можна порівняти з гноєм худоби. В цілому, енергетичні рослини мають швидше малі коливання, так що узагальнюючи, теоретичний вихід газу з енергетичних рослин становитиме 300 л метану на кг органічного сухого субстрату з коливанням $\pm 30\%$.

Силосна кукурудза на сьогоднішній день є найважливішим видом культур для використання в біогазових установках. Кукурудзу називають ще рослиною C_4 через великий вихід сухої маси. Необхідна для переробки цієї культури техніка, як правило, завжди є в наявності на підприємствах або добре відома і недорога. Кукурудза легко силосується і навіть при чистому використанні не викликає порушень в процесі роботи біогазових установок. Сьогодні вже є спеціальні сорти для використання в біогазових установках. Ці сорти, як правило, дають більший вихід біомаси. Пізніші сорти дозволяють також отримувати більш пізні врожаї. Оптимальним часом для збору урожаю є його готовність для силосування, перетравлення і погодні умови. Як правило, кукурудза під час збору повинна мати вміст сухої речовини 28-35% і перебувати в стані між молочною стиглістю і придатністю для помолу борошна. У сприятливих районах, для вирощування, від пізніх

сортів можна отримати великий вихід з посівних площ у розмірі більш ніж 8000 м³ метану/ га. Вихід від посівів силосної кукурудзи коливається між 120 і 270 ц/га, вихід газу 300 і 380 літрів на кг органічної сухої речовини [20].

1.6 Генеральний план біогазового комплексу.

Генеральний план біогазової установки складений з максимальним блокуванням будівель і споруд. Виробничі приміщення призначені для виконання різних технологічних операцій, виконані як окремі будівлі.

При розробці генерального плану підприємства його територію умовно поділяють за функціональним призначенням, тобто здійснюють зонування. Виділяють наступні зони на генеральних планах промислових підприємств [21]: 1 зона – адміністративна та побутова (заводууправління, технічний відділ, будівлі охорони здоров'я, громадського харчування, культурного обслуговування, санітарно-побутового призначення); 2 зона – виробнича (будівлі та споруди виробничого циклу); 3 зона – підсобна та допоміжна (складські приміщення; енергетичне господарство – котельні, газогенераторні, компресорні та інші; інженерні комунікації, транспортні та інші споруди); 4 зона – озеленення та благоустрою (санітарно-захисні зони, майданчики для відпочинку, заняття спортом).

При розробці генеральних планів, зокрема розташування будівель та споруд на території підприємства необхідно враховувати не лише санітарно-гігієнічні вимоги, а також вимоги пожежної безпеки. Так, мінімально допустимі протипожежні відстані між будівлями та спорудами приймаються залежно від ступеня вогнестійкості.

До основних показників генплану належать коефіцієнт забудови, коефіцієнт озеленення і коефіцієнт використання території.

Коефіцієнт забудови розраховуємо за формулою:

$$K_3 = \frac{F_B}{F_T}, \quad (1.2)$$

де F_B – площа зайнята будівлями та спорудами, м²;

F_T – загальна площа підприємства, м².

Підставляємо значення у формулу:

$$K_3 = \frac{1351}{6800} = 0,2.$$

Коефіцієнт озеленення визначається за формулою:

$$K_{O3} = \frac{F_{3.H}}{F_T}, \quad (1.3)$$

де $F_{3.H}$ – площа зайнята зеленими насадженнями, m^2 ;

Підставляємо значення у формулу:

$$K_{O3} = \frac{2150}{6800} = 0,31.$$

Коефіцієнт використання території визначається за формулою:

$$K_{BT} = \frac{F_{3B}}{F_T}, \quad (1.4)$$

де F_{3B} – площа зайнята будівлями, спорудами, дорогами, зовнішніми та підземними комунікаціями, m^2 .

Підставляємо значення у формулу:

$$K_{BT} = \frac{3501}{6800} = 0,55.$$

Відповідно до розрахунків можна зробити висновок, що з усіх показників найнижчий рівень по озелененню території – коефіцієнт озеленення менший за норми, коефіцієнт забудови та коефіцієнт використання території наближаються до норм [22].

1.7 Висновки до 1 розділу

1. В результаті аналізу основних напрямків розвитку науки і техніки щодо інтенсифікації процесу виробництва біогазу обґрунтовано перспективну технологічну схему означеного виробництва при використанні активних біореакторів.

2. На основі проведеного аналізу процесу виробництва біогазу було визначено основні параметри, що характеризують динаміку генерації та склад отриманої суміші газів, кінцеву характеристику супутніх продуктів.

РОЗДІЛ 2

ОБҐРУНТУВАННЯ ПРИНЦИПОВОЇ ТА КОНСТРУКТИВНОЇ СХЕМИ
БІОРЕАКТОРА КОМПЛЕКСНОЇ ТЕХНОЛОГІЧНОЇ ДІЇ

2.1 Аналіз перспективних схем біогазових установок

Суттєве значення впливу конструктивних параметрів мають такі фактори: завантаження робочого простору (кількість завантаженого субстрату, що припадає на одиницю чистого об'єму реактора, а також продуктивність його завантаження); технологічний час циклу анаеробного бродіння (час перебування в реакторі органічної маси, яка в нього закладена); інтенсивність перемішування субстрату в об'ємі реактора.

Більшу продуктивність мають багато реакторні установки, в яких забезпечується безперервний цикл анаеробного бродіння [23]. Форми реакторів різноманітні. З точки зору створення найбільш сприятливих умов для перемішування рідкого субстрату, накопичення газу, видалення відпрацьованих добрив та руйнування кірки, що утворюється на поверхні, доцільно використовувати резервуар, який за формою нагадує яйце (рис. 2.1).

Якщо резервуар циліндричної форми розділити поперечною вертикальною перегородкою на дві камери, то можна організувати систему отримання біогазу з почерговим використанням камер резервуара (рис. 2.2).

Будівництво резервуара з перегородкою буде дешевшим, ніж спорудження двох окремих резервуарів. При такому компонуванні зменшується значення теплоізоляції зовнішніх стінок резервуара, а в перегородку, що виготовлена із досить теплопровідного матеріалу, нескладно вмонтувати будь-який нагрівальний пристрій, який надасть установці конструктивні переваги [24].

У горизонтально розташованому резервуарі субстрат перемішується в поздовжньому напрямі. Для невеликих установок застосовуються циліндричні реактори із сталі чи склопластика. Горизонтальні резервуари великої місткості, виготовлені із бетону, мають форму паралелепіпеда [25].

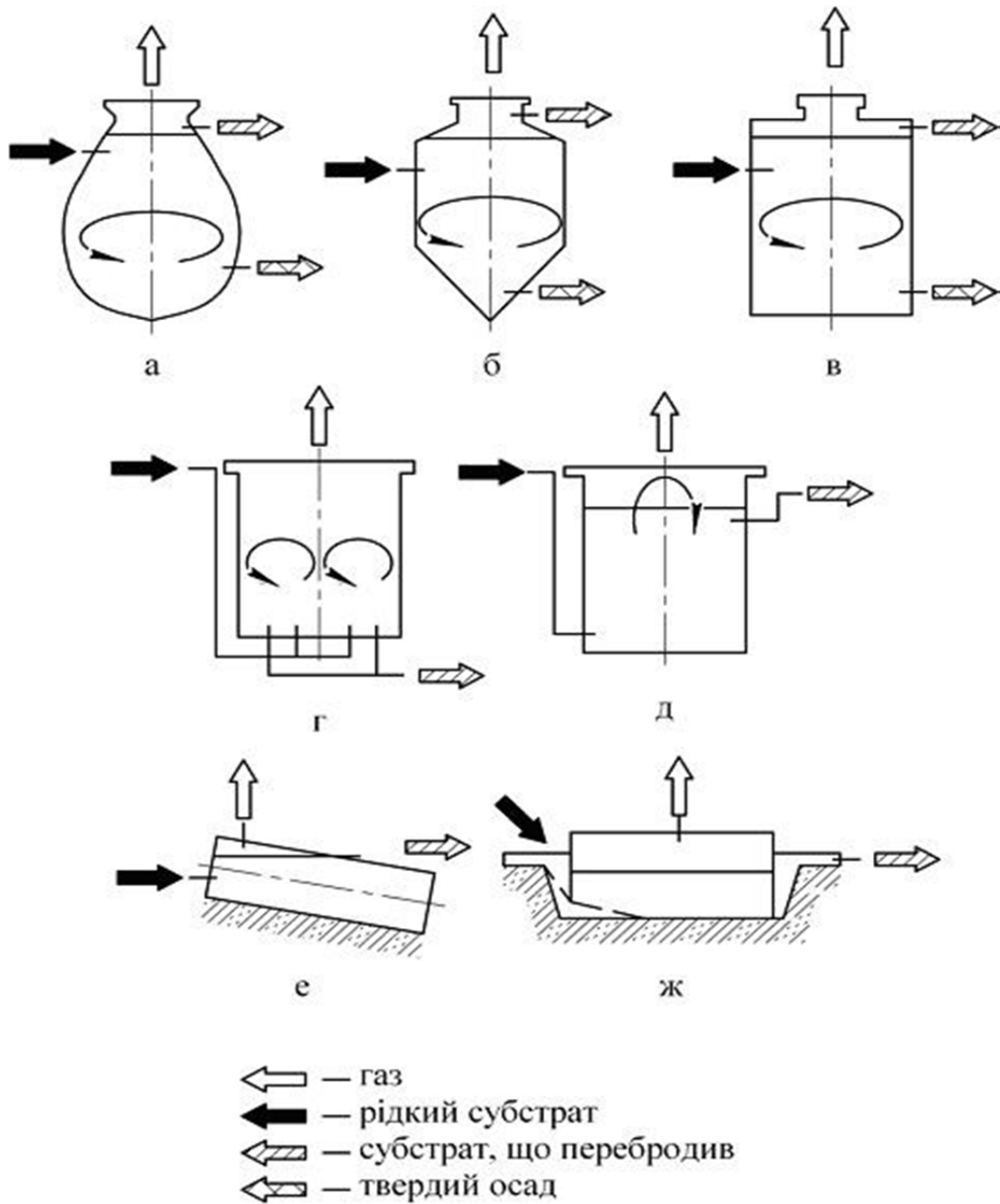


Рисунок 2.1 – Найбільш поширені типи резервуарів біогазових реакторів: а – у вигляді яйця, б – циліндричний з конусними верхньою та нижньою частинами, в – циліндричний, г – циліндричний з перегородкою, д – у вигляді паралелепіпеда (з перегородкою), е – циліндричний (розміщений з нахилом), ж – траншея в ґрунті (із кришкою)

На рис. 2.2 зображено типову конструкцію біореактора.

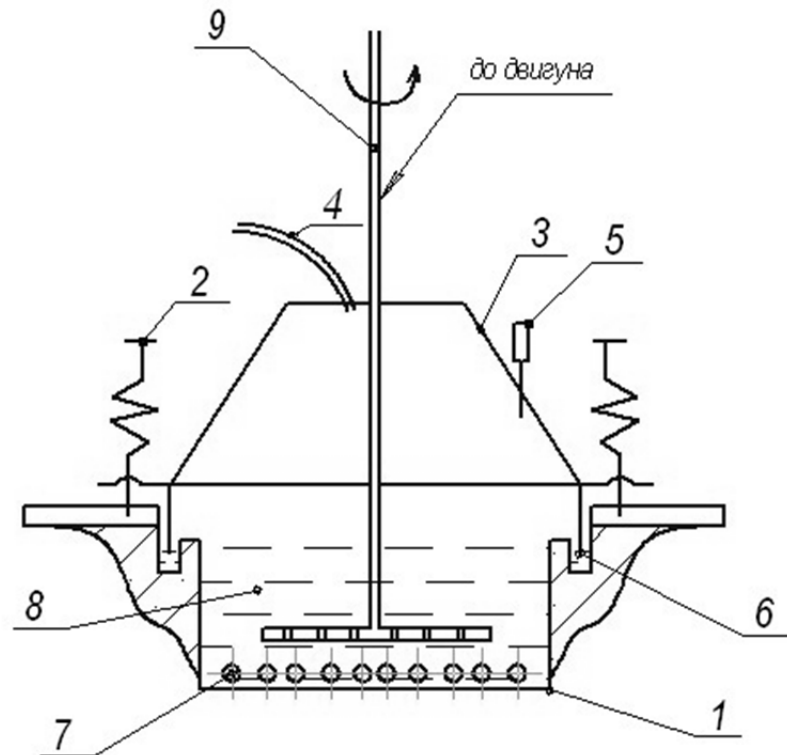


Рисунок 2.2 – Типова конструкція біореактора: 1 – корпус, 2 – напрямні ковпака, 3 – ковпак, 4 – газовідвідна трубка, 5 – манометр, 6 – гідрозатвори, 7 – нагрівальний елемент, 8 – субстрат, 9 – мішалка

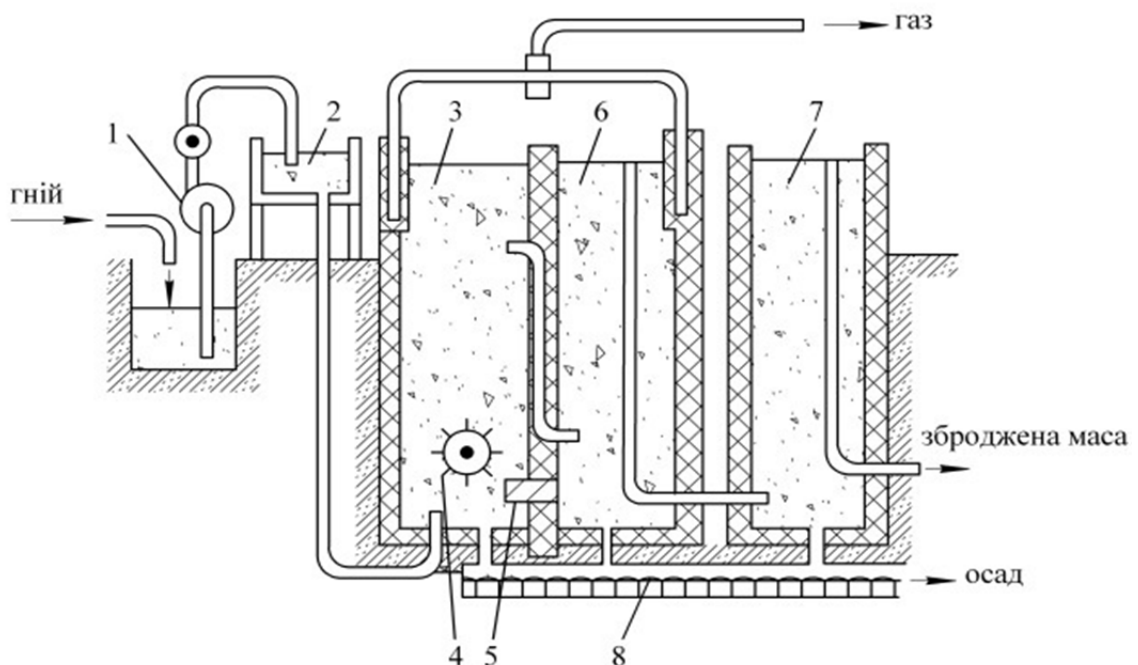


Рисунок 2.3 – Двокамерна біогазова установка проточного типу: 1 – насос; 2 – приймальна камера; 3 – бродильна камера; 4 – пристрій для перемішування; 5 – підігрівач біомаси; 6 – камера остаточного зброджування; 7 – збірник збродженої маси; 8 – шнек

Нахилене розташування таких резервуарів полегшує відтік відпрацьованої маси до вивантажувального отвору. Така конструкція зручна для розміщення простого перемішувального механізму.

Резервуар у вигляді викопаної в ґрунті траншеї дозволяє обробляти велику кількість субстрату. Як будівельний матеріал для стінок реактора використовують, як правило, бетон.

Значного поширення отримали траншейні біогазові установки (рис. 2.4). Із приміщення, де утримують худобу, гній, розбавлений водою, надходить в біогазовий реактор, в якому відбувається бродіння. В установці передбачені механічне перемішування субстрату та грейфер для вивантаження зброженого гною.

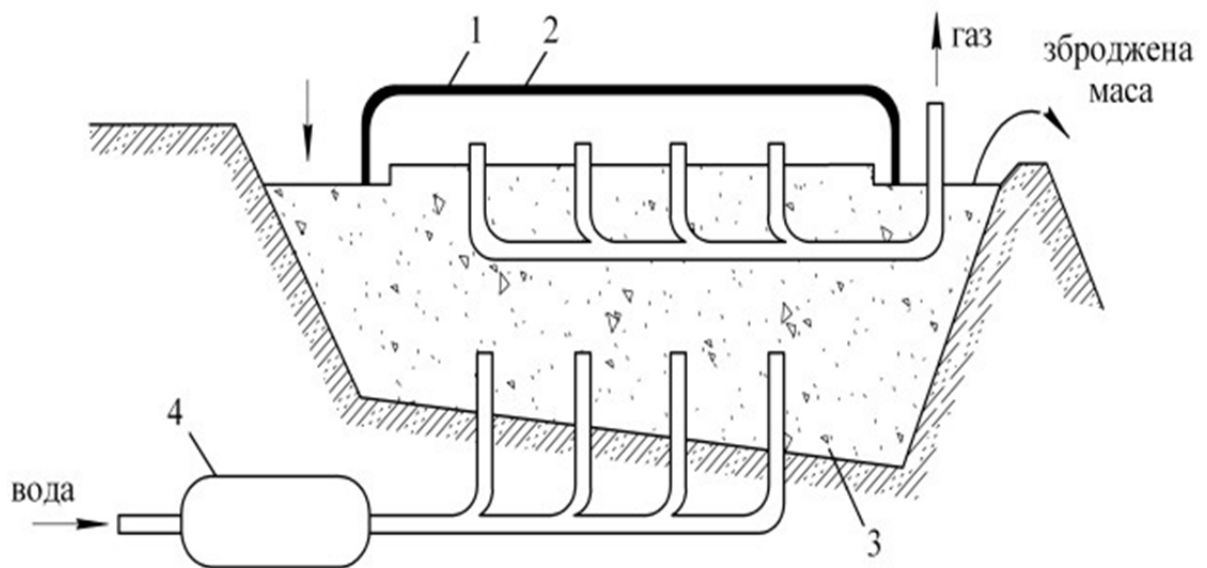


Рисунок 2.5 – Траншейна біогазова установка: 1 – еластичний збірник біогазу; 2 – плити із пінопласту; 3 – бродильна камера; 4 – нагрівач (бойлер)

Особливу увагу привертають еластичні реактори (рис. 2.6), які широко використовуються в країнах Південно-Східної Азії.

Подібні реактори (ємності) виготовляють із міцної прогумованої тканини або із синтетичної плівки. Для організації роботи таких біогазових реакторів їх доводиться або заглиблювати в ґрунт, або розміщувати в середині досить міцного огороження

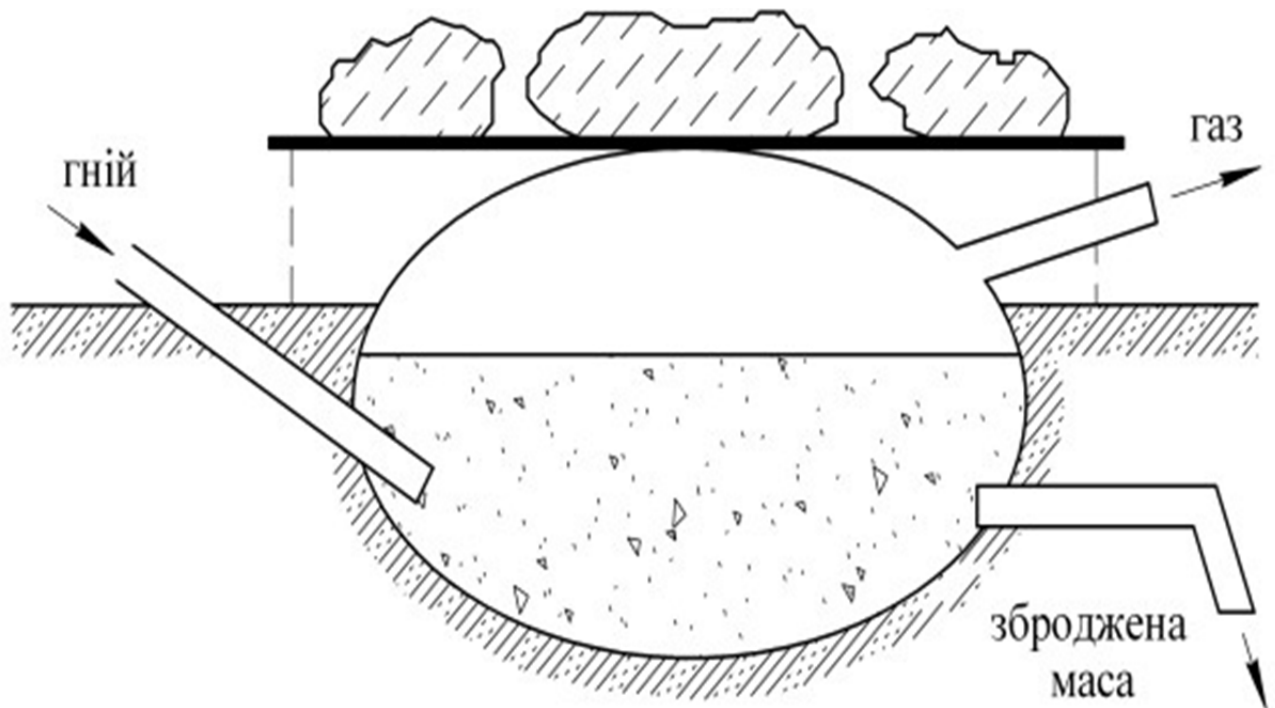


Рисунок 2.6 – Еластичний біогазовий реактор

Останнім часом розробляється конструкція біореактора з прошарком між утепленим корпусом та робочим резервуаром, яка дозволяє підвищити термічний опір стінки резервуара без додаткових капіталовкладень на ізоляційний матеріал.

Перевагою також є покращення процесу бродіння шляхом утилізації теплоти щойно виробленого біогазу на підігрівання біомаси в зимових умовах.

Також міжкорпусний простір виконує роль газгольдера, в якому відбувається тимчасове зберігання виробленого біогазу. В результаті досягається і покращення процесу анаеробного бродіння, що призводить до збільшення виходу біогазу і зниження енерговитрат.

Реактор (рис. 2.7) містить утеплений корпус 1. До корпусу за допомогою верхньої 4 та нижньої 2 опорних газорозподільних решіток кріпиться робочий резервуар 3. В верхній частині робочого резервуара 3 закріплено газопровід 5. Газопровід 5 сполучає низ утепленого корпусу та верх робочого резервуара 3. У нижній частині робочого резервуара 3 розміщено нагрівальний елемент 6 та мішалку 8.

У верхній частині утепленого корпусу розміщено патрубок відведення біогазу 7, який приєднано до резервуара накопичення.

Процес вироблення біогазу протікає таким чином. У холодний період року в реакторах дискретного типу відбувається завантаження холодної порції біомаси, яка має досить низьку температуру і призводить до термічного розшарування середовища [26].

Газ при виході з робочого резервуара 3 має температуру процесу $t_{\text{газу}}$, яка згідно з вимогами повинна бути в межах вибраного режиму. Ця надлишкова температура перевищує температуру навколишнього середовища $t_{\text{зов.}}$.

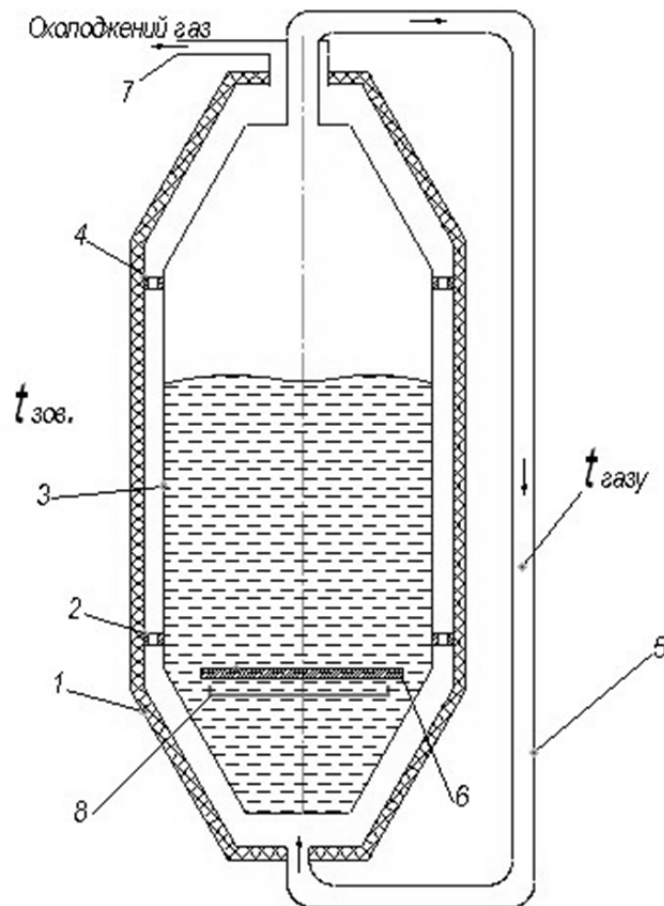


Рисунок 2.7 – Біогазовий реактор з утепленим корпусом

Температура середовища в робочому резервуарі 3 нерівномірна та її необхідно підтримувати на заданому технологічному рівні. Досягнення мети температурних режимів здійснюється нагрівальним елементом 6, а для якісного перемішування суміші – мішалкою 8. Температура суміші

коливається в об'ємі нерівномірно: від перегріву навколо нагрівального елемента $t_{\text{нагрів}}$ в верхній зоні до неприпустимого переохолодження в нижній зоні.

Активне перемішування та інтенсифікацію анаеробного бродіння біомаси теплообміну можна досягти, використовуючи вібраційні процеси прискорення теплообміну. Пропонуються конструкції біореакторів, які отримані внесенням додаткових секцій та віброактиватора у стандартні конструкції (рис. 2.7).

Ці конструктивні рішення дозволяють позбавитись таких недоліків в існуючих біореакторах: застійні зони, значні площі теплообміну, недостатнє використання потенціалу сировини. Крім того, це дозволяє підвищити продуктивність біореактора за рахунок більш глибокого бродіння та активації з перемішуванням сировини.

Біореактор містить резервуар 1 (рис. 2.8), який зверху закривається теплою на каркасі 8, ковпак 3, який рухається по напрямних ковпака 2, і в якому розміщені труба споживача 4, манометр 5 та гідрогерметизатор 6. Всередині реактора розміщений підігрівач біомаси 7 та біомаса 9, яку приводить у рух пластина-активатор 10. Пластина-активатор кінематично зв'язана з штоком 11 підпружиненого гідроциліндра 12, робоча камера якого гідравлічно сполучена із напірною магістраллю 13 гідронасоса 16, до якої приєднаний імпульсний клапан - пульсатор 15.

Біореактор працює таким чином. При завантаженні біомаси в резервуар останній закривають ковпаком, що рухається по напрямних ковпака 2 та герметизують гідрогерметизатором 6. В ковпаці 3 розташований манометр 5 для спостереження за тиском газу та труба споживача 4 для відведення газу. Гідронасос 16 з імпульсним клапаном-пульсатором 15 змушують здійснювати коливальні рухи шток підпружиненого гідроциліндра 12, що в свою чергу приводить у рух пластину-активатор 10.

Імпульсні коливання суміші дозволяють активніше перемішуватись субстрату. Також за рахунок омивання поверхні підігрівача 7 біомаси

інтенсифікується тепловіддача від стінки нагрівального елемента до середовища. При чому прогрів в біореакторі буде рівномірним завдяки активному перемішуванню біомаси. Також пульсація рідини дозволить біогазу легше прориватися крізь суміш та відбиратися через трубу споживача 4. Дана конструкція сприяє процесам термостабілізації та інтенсифікації анаеробного бродіння, а також збільшенню виходу кінцевого продукту – біогазу з мінімальними енерговитратами на одиницю маси субстрату [26].

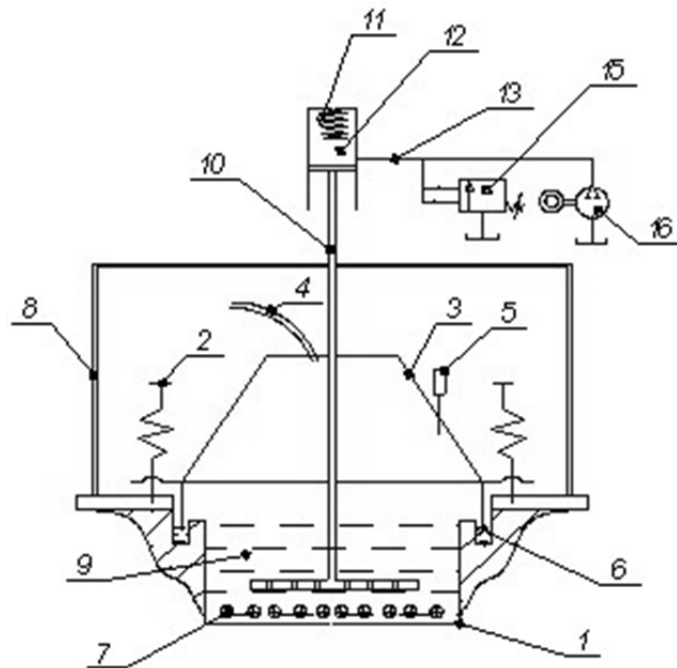


Рисунок 2.8 – Біореактор з віброактивацією анаеробного бродіння:

1 – резервуар; 2 – напрямні; 3 – ковпак; 4 – труба споживача; 5 – манометр; 6 – гідроізоляція; 7 – підігрівач біомаси; 8 – каркас; 9 – біомаса; 10 – пластина-активатор; 11 – штук; 12 – підпружинений гідроциліндр; 13 – напрямна магістраль; 15 – імпульсний клапан – пульсатор; 16 – гідронасос.

Для досягнення безперервності анаеробного бродіння, термостабілізації і інтенсифікації теплообміну пропонується конструкція секційного біореактора з віброактиватором (рис. 2.9).

Вібратор примушує здійснювати коливальні рухи колосникові решітки 4. Імпульсні коливання суміші дозволяють активніше перемішуватись

субстрату, а також за рахунок омивання поверхні підігрівача 7 біомаси інтенсифікувати тепловіддачу від стінки нагрівального елемента до середовища, при чому прогрів буде рівномірним за рахунок активного перемішування. Пульсація рідини дозволить біогазу легше прориватися крізь суміш та відбиратися через трубу споживача 6. В кожній секції реактора 1 колосникові решітки виконують коливання з індивідуально заданими частотами і амплітудами, що дозволяє досягти індивідуальних параметрів бродіння.

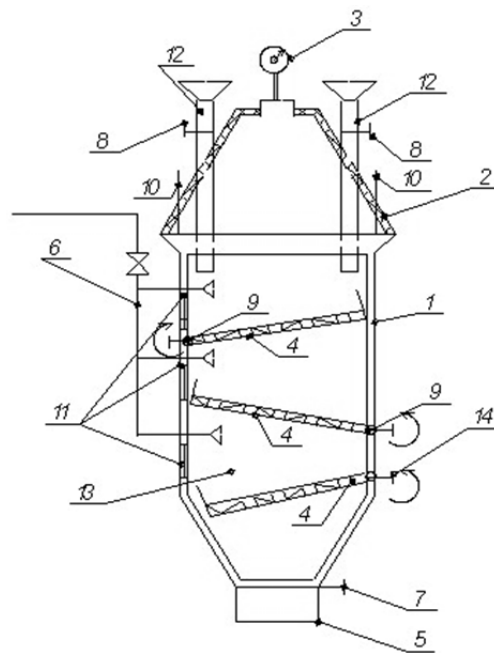


Рисунок 2.9 – Біогазовий реактор з віброінтенсифікацією бродіння, що секційно регулюється: 1 – резервуар; 2 – ковпак; 3 – манометр; 4 – колосникова решітка; 5 – ємність збирання біодобрив; 6 – споживач; 7 – підігрівач; 8 – заслінка; 9, 14 – регулятор; 10 – напрямні; 11 – оглядові вікна; 12 – завантажувач; 13 – секція

Модифікацією секційного біореактора з вібраційною інтенсифікацією бродіння є реактор, який показано на рис. 2.10.

За рахунок зміни гідравлічного опору колосникових решіток 4 за допомогою регулятора 14, біомаса опиняється в другій секції 13, де проходить другу стадію бродіння. В першу секцію завантажуються нова порція біомаси.

Отриманий біогаз відводиться за рахунок труб споживача 6. Третю стадію бродіння біомаса проходить в третій секції 13 резервуара 1, де після завершення бродіння біомаса потрапляє в ємність збирання біодобрив 5, завантаження якої регулюється заслінкою 7. Процеси бродіння візуально оцінюють за допомогою оглядових вікон 11. При необхідності відкрити резервуар 1 ковпак 2 рухається по напрямних 10 і знімається.

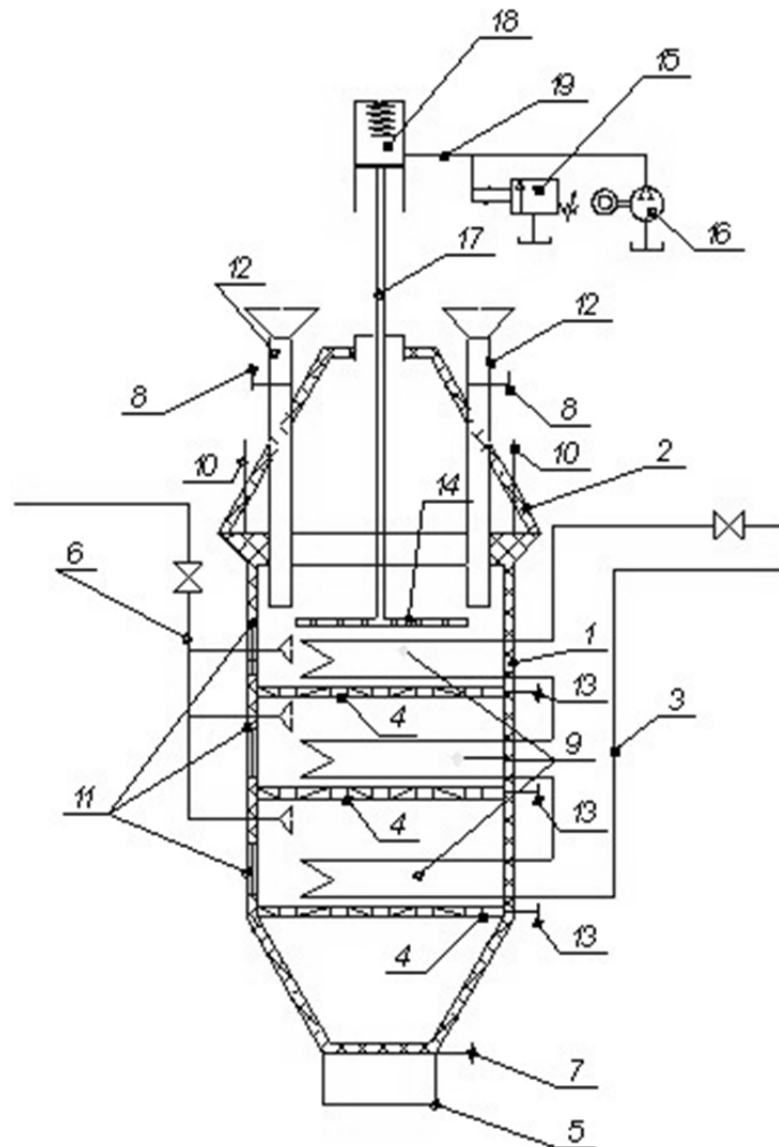


Рисунок 2.10 – Секційний біогазовий реактор з віброінтенсифікацією бродіння

Регуляція гідравлічного опору провальних колосникових решіток відбувається за рахунок регулятора 14.

2.2 Методи інтенсифікації анаеробної переробки органічних відходів

Економічна ефективність анаеробної переробки в основному визначається продуктивністю біоенергетичних установок, зокрема біореакторів. Продуктивність при анаеробних умовах (без доступу кисню) визначається швидкістю росту мікрофлори в біореакторі [26].

При цьому метаноутворююча стадія зброджування характеризується низькими темпами розкладання органічної речовини мікроорганізмами, що збільшує тривалість переробки. Внаслідок чого низька швидкість протікання процесу анаеробної переробки лімітує обсяг перероблюваних відходів.

Тому виникає необхідність проектування великих за обсягом біогазових установок і відповідно підвищенню капіталовкладень на їх будівництво та обслуговування. У зв'язку з цим, необхідно прискорити період зброджування.

Особливої актуальності поставлене завдання набуває на стадії проектування мобільних біоенергетичних установок, коли необхідно добитися максимального виходу біогазу в біореакторах з обмеженими конструктивними параметрами [27].

Рішенням поставленого завдання є інтенсифікація анаеробної переробки, при цьому відбувається поліпшення якості біогазу за рахунок створення оптимального для зброджування середовища. В даний час відомі фізіологічні і технологічні методи інтенсифікації процесу анаеробного зброджування.

Технологічна інтенсифікація процесу анаеробного зброджування передбачає збільшення температури бродіння, введення хімічно активних сполук-стимуляторів росту мікроорганізмів, застосування селективної мікрофлори, інтенсифікація масообміну, збільшення концентрації мікроорганізмів в одиниці об'єму реактора, поділом процесу на стадії. Одним з них є поділ процесу біорозкладання на дві стадії: кислотне бродіння і метанове бродіння. Однак технологічному процесу в цьому випадку пред'являються досить високі вимоги до ступеня ізоляції бактеріальних середовищ різних стадій. До того ж ступеневе зброджування не дає істотних

переваг щодо виходу біогазу в порівнянні з одноступеневим процесом при рівних об'ємах метантенків. У Росії ступеневе зброджування не знайшло застосування, внаслідок великих складнощів їх експлуатації при утворенні на другого ступеня щільності спливаючої кірки і заповнення конуса піском. При рівних умовах (температура бродіння, число ступенів реакторів і т.д.) найбільший вплив на інтенсивність зброджування надають активна біомаса організмів і масообмін.

Широке застосування знайшов метод збільшення концентрації мікроорганізмів в метантенках, шляхом повернення активної біомаси. Мікроорганізми в цьому випадку є активним середовищем для розмноження у знову завантаженої сировині наступного циклу анаеробної переробки.

Можливе утримання активних мікроорганізмів в метантенках за допомогою анаеробних фільтрів. Аналогом даного методу, більш простим у застосуванні і експлуатації, що дає інтенсивне протікання процесу забезпечується при заповненні вихідної маси культурних анаеробних мікроорганізмів, що беруть участь в процесі зброджування. Так як метаноутворюючі мікроорганізми розмножуються дуже повільно, в даному випадку для інтенсифікації процесу субстратування заповнюється метановими анаеробними мікроорганізмами. Для цієї мети вихідний субстрат змішують зі збродженим в співвідношенні 1:1.

Передумовою високої інтенсивності реакції служить безперешкодний обмін речовин на межах поверхонь фаз, який повинен підтримуватися безперервним оновленням цих поверхонь завдяки перемішуванню субстрату. Масообмін в біореакторах дозволяє поліпшити контакт метаногенних організмів з субстратом, підтримати однорідну температуру біомаси, перешкодити утворенню плаваючої кірки і осаду в нижній частині біореактора [28].

Практика показує, що всередині біореактора не вдається створити однорідного температурного поля через недосконалі способи і системи підігріву, а також особливостей теплопередачі в ньому.

Внутрішній механізм явищ теплопереносу описується на основі

молекулярно-кінетичних уявлень: перенесення енергії здійснюється внаслідок теплового руху і енергетичної взаємодії між частинками. Внаслідок чого, температура є функцією координат x і y при сталому процесі:

$$t=f(x,y) \quad (2.1)$$

Однакові температури точок зброджуваного субстрату утворюють ізотермічні поверхні, які не перетинаються. В результаті чого різка зміна температури виходить в напрямку нормалі n , в результаті чого утворюється температурний градієнт:

$$\lim_{n \rightarrow \infty} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{\partial t}{\partial n} = \text{grad}t, \quad (2.2)$$

Наявність градієнта температур є причиною неоднорідності температур в об'ємі субстрату. Формування температурної неоднорідності відбувається біля поверхні теплоносія. В результаті чого утворюється шар (d), в якому відбувається основна зміна температури від значень t_c – температури теплоносія до $t_{\text{я}}$ – температури ядра зброджуваного субстрату (рис. 2.11).

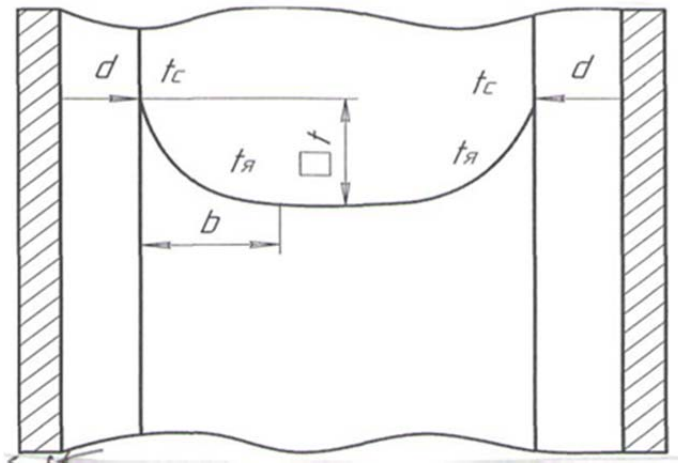


Рисунок 2.11 – Схема процесу теплообміну між зброджуючим середовищем і поверхнею теплоносія в біореакторі: q – тепловий потік; t_c – температура зброджуючого середовища біля стінки; $t_{\text{я}}$ – температура ядра зброджуючого середовища; Δt – перепад температур; d – тепловий прикордонний шар.

При неоднорідному температурному полі в зброджуючому об'ємі швидкість метаногенезу буде обмежуватися швидкістю процесу в точках зброджуючого середовища з різною температурою [29]. Відмінність температури в цих точках від оптимальної помітно знижує мікробіологічну активність мікроорганізмів, а значить і загальну швидкість процесу.

Тоді справедлива умова:

$$\frac{\partial t}{\partial n} \neq 0; t_c \neq t_y \text{ в середині теплового прикордонного шару;}$$

$$\frac{\partial t}{\partial n} = 0; t_c = t_y \text{ на зовнішньому кордоні}$$

Пристрої для перемішування відіграють роль механізмів рівномірного розподілу часток органічного субстрату і градієнта температури по всьому об'єму.

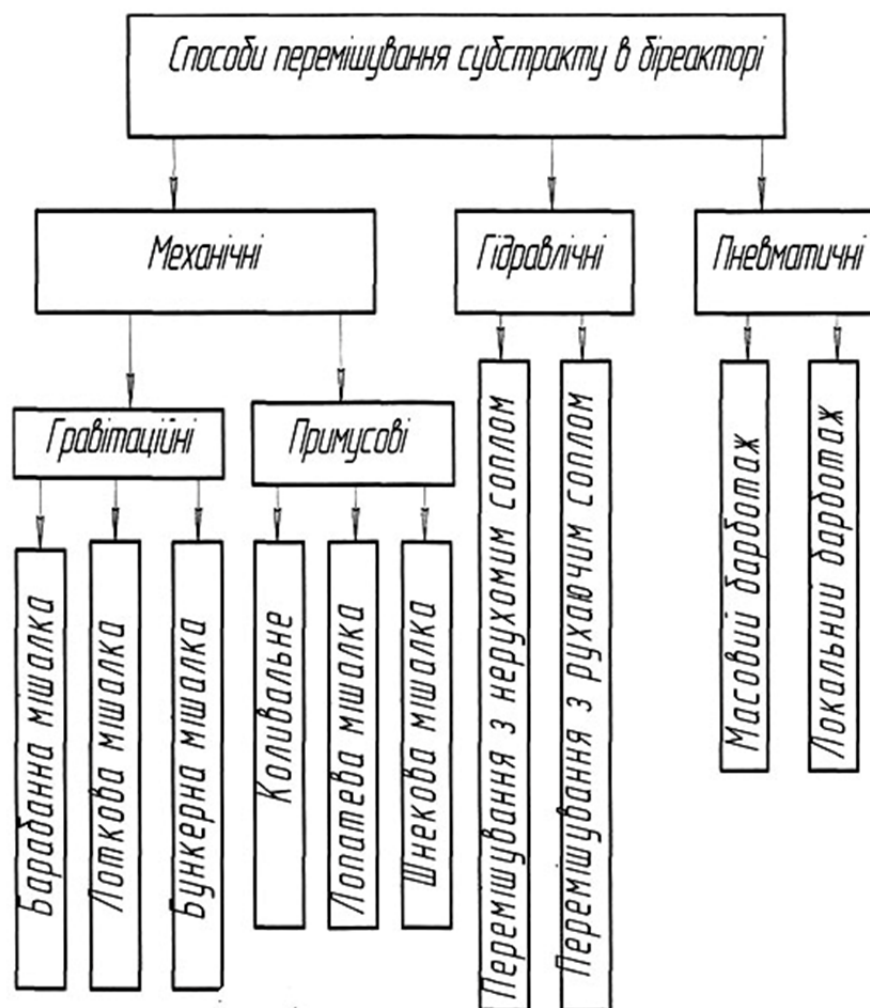


Рисунок 2.12 – Способи перемішування субстрату в біореакторах

Анаеробні мікроорганізми реагують на короточасну зміну надлишкового тиску середовища, що викликається перемішуванням субстрату. При високій швидкості відносного переміщення шарів оболонки мікроорганізмів розриваються, тому перемішуючі пристрої повинні забезпечити швидкість руху субстрату на більше 0,5 м/с.

Відомі три типи перемішування (рис. 2.12): механічне, гідравлічне і пневматичне. Механічне перемішування є найбільш допустимим при конструюванні біогазових установок, але в той же час при його роботі утворюються застійні зони, в яких накопичуються осади.

При виході з ладу механічних мішалок виникає необхідність у демонтажі метантенка, що вимагає високих трудових витрат. Гідравлічний і пневматичний типи дозволяють виконувати перемішування за рахунок рециркуляції субстрату і отриманого біогазу через зброджуючий субстрат.

При гідравлічному перемішуванні доводиться перекачувати до п'яти об'ємів перероблюваного субстрату, що призводить до високих витрат на утримання установки. Ефективним методом повного перемішування вмісту реактора є добре відомий спосіб дифузії газу (барботаж).

Біогаз спочатку стискається компресором і подається в нижню частину реактора, звідки бульбашки газу з великою швидкістю піднімаються верх і перемішують масу в реакторі, звільняючи останні від продуктів метаболізму – маленьких бульбашок біогазу.

Таким чином, здійснюється необхідна дегазифікація осаду і високий ступінь перемішування маси, тобто забезпечується баланс концентрації речовини і температура субстрату в усіх точках реактора. Пневматичне перемішування дозволяє створювати сприятливі умови для життєдіяльності мікроорганізмів, що беруть участь у процесі анаеробної переробки. Таке перемішування в більшості випадків поєднують з підігрівом рециркулятором.

Існує метод інтенсифікації процесу метанового бродіння, заснований на внесенні в зброджуюче середовище різних добавок, що прискорюють період зброджування, і так само збільшують вихід і якість біогазу. При всій

простоті даного методу слід відзначити, що введення добавок повинно бути науково обґрунтованим не тільки від конкретних параметрів, але і в залежності від показників технологічного процесу в період зброджування.

Аналізуючи процес зброджування, відкинувши фактори, що мало впливають на розвиток мікроорганізмів, видно, що в основі всіх стадій переробки лежать керовані біохімічні процеси перетворення сировини як у середині мікроорганізмів, так і поза ними. Складні біохімічні процеси забезпечують отримання необхідної кількості продуктів життєдіяльності мікроорганізмів, вихід яких залежить від швидкості процесу. Загалом, швидкість процесу визначається швидкістю одного з складових елементарного процесу, яка протікає повільніше інших (метаногенерація).

Всі вищевикладені методи дозволяють визначити ефективні та економічно доцільні шляхи прискорення періоду зброджування. Необхідно комплексно застосовувати суворе підтримання технологічних факторів процесу: однорідне температурне середовище і оптимальну мікрофлору субстрату в біореакторі. Для цього найбільш доцільно для даної задачі застосовувати барботажне перемішування, яке дозволяє комплексно знижувати негативну дію температурної неоднорідності і інгібіруючих метанових мікроорганізмів [30].

Необхідними умовами для перероблення органічних відходів всередині реактора біогазової установки є: створення безкисневого режиму; дотримання температурного режиму; доступність поживних речовин для мікроорганізмів; вибір оптимального часу бродіння та своєчасне завантаження і вивантаження сировини; дотримання кислотно-лужного балансу; дотримання співвідношення вмісту вуглецю і азоту; правильна пропорція твердих частин в сировині та перемішування; відсутність інгібіторів процесу.

Класифікацію факторів оптимізації напрямку процесу анаеробного бродіння наведено на рис. 2.13.

Біогазова установка, що добре функціонує, приносить ряд переваг своєму власнику, суспільству та навколишньому середовищу в цілому. Серед них: можливість економити кошти, що раніше втрачалися на паливо та

електроенергію; економія коштів, які витрачаються на купівлю добрив та гербіцидів; можливість отримання додаткових коштів від продажу біогазу; додаткові кошти при підвищенні врожайності сільськогосподарських культур за рахунок застосування біодобрив; додаткові кошти при розведенні худоби та птахів за рахунок кормових добавок із переробленої сировини; швидка окупність установок; біогазова установка з підігрівом сировини будь-якої потужності окуповується приблизно за рік експлуатації; зменшується ризик респіраторних та очних захворювань за рахунок очищення повітря в результаті зменшення кількості органічних відходів в місцях їх складування; покращується епідеміологічна обстановка внаслідок загибелі частини мікроорганізмів, що містяться у відходах; покращується стан здоров'я за рахунок отримання екологічно чистої сільськогосподарської продукції при використанні екологічно чистих добрив; економія часу, місця та виробничих потужностей; економія часу, що витрачається на збирання, транспортування, сушіння палива; економія часу при використанні біодобрив; екологічна вигідність; зменшення викидів метану в атмосферу (парникового газу), який утворюється при зберіганні гною під відкритим небом; зменшення викидів вуглекислого газу та продуктів згорання вугілля, дров та інших видів палива; зменшення забруднення повітря азотистими сполуками, що мають неприємний запах; зменшення забруднення водних ресурсів гнійними стоками; збереження лісів від вирубування; зменшення використання хімічних добрив.

На інтенсивність процесу зброджування і, як наслідок, утворення біогазу впливають чотири групи факторів: біологічні; фізичні; хімічні; організаційно-технологічні.



Рисунок 2.13 – Класифікація факторів оптимізації напрямків процесу анаеробного бродіння

2.3 Класифікація газгольдерів систем біоконверсії

Отриманий біогаз в процесі анаеробної ферментації починає скуплюватися в верхній частині реактора, створювати надлишковий тиск та змінює протікання реакції отримання нового біогазу.

Коли тиск досягне певного критичного значення, розчинні у субстраті водень та вуглекислий газ будуть ще краще розчинятися у воді, таким чином не вступаючи в реакцію утворення біогазу [31]. Тому, для подальшого протікання процесу вироблення та акумулювання біогазу необхідно використовувати певні резервуари – газгольдери. Споживання біогазу має сезонну і добову нерівномірність. Найбільше його використання в зимовий та перехідний період, а протягом доби – зранку, в обідню пору та надвечір. Спалювати надлишковий газ в періоди його перевитрати і знижувати

енергоспоживання в час недостатнього вироблення є нераціональним. Для акумулювання біогазу використовують декілька типів газгольдерів:

- підземний резервуар, що утворився природнім шляхом або внаслідок виробничої діяльності людини – шахти, копальні, ями тощо. Даний тип газгольдерів потрібно влаштовувати в газонепроникних ґрунтах або в газопроникних, що обмежені пластами газонепроникних;

- газгольдер абсорбційного типу. В такому газгольдері метан під тиском розчиняється в пропан-бутані. При такому способі запасують в шість раз більше, ніж при аналогічному тиску в ємностях;

- криогенний газгольдер. В даному газгольдері за рахунок наднизьких температур (-161 °С) біогаз і його компоненти переходять при нормальному тискові в рідкий стан, при цьому об'єм його зменшується приблизно в 600 разів;

- газгольдер високого тиску використовується в промисловості при великих обсягах вироблення біогазу. Дозволяє зберігати велику кількість газу при незначних об'ємах газгольдера. Зберігання відбувається при тиску 1 МПа;

- газгольдер низького тиску використовується при зберіганні невеликих об'ємів газу, може мати форму дзвона, кулі, циліндра.

Основні типи газгольдерів для зберігання біогазу приведені на рис 2.14. Вибір газгольдера для зберігання біогазу необхідно здійснювати за критеріями вартості, економічності у використанні, необхідного об'єму тощо. У малих фермерських господарствах буде доцільним обмежитись газгольдерами низького тиску, які можна виготовити з цистерн або інших ємностей. У промисловості вибір газгольдера може обмежуватися лише специфічними вимогами до зберігання та подальшого використання біогазу.

Потрібно пам'ятати, що біогаз – це отруйний газ, що може викликати отруєння людини при його протіканні з газгольдерів назовні. Окрім отруйності небезпеку викликає надлишковий тиск, що може утворитися у газгольдері при відсутності контролю з боку оператора установки. При

концентрації метану у повітрі приміщення біля 5-15% утворюється вибухонебезпечна суміш. Тому приміщення, де знаходяться газгольдери повинні відповідати вимогам пожежної безпеки, бути обладнанні вентиляцією. Система газопостачання повинна складатися з наступних елементів: пристрій від зворотного полум'я, редуктор, комплекс очищення біогазу від домішок, газоаналізатор, що зв'язаний з відсікаючим клапаном. Неочищений біогаз володіє великою корозійною здатністю, тому металеві газопроводи необхідно періодично перевіряти на герметичність.

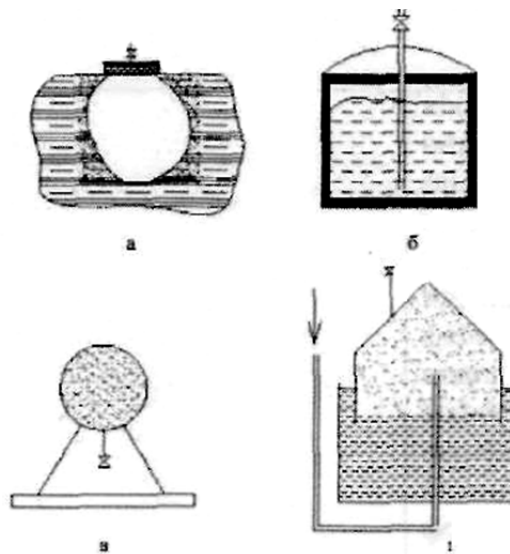


Рисунок 2.14 – Основні типи газгольдерів: а – газгольдер – порожнина у землі; б – газгольдер для зрідженого газу; в – циліндричний газгольдер високого тиску; г – газгольдер низького тиску

2.4 Системи завантаження та вивантаження сировини в реакторі

Робота біогазової установки в режимі безперервного завантаження оптимальна з точки зору отримання найбільшої кількості біогазу і біодобрив, а також стабільності роботи установки, припускає щоденне завантаження сировини і вивантаження зброженої маси (рис. 2.15).

Свіжий гній зазвичай збирається в ємність для подачі сировини перш ніж завантажуються в реактор. Залежно від типу установки, розмір ємності повинен дорівнювати добовому або подвійному добовому об'єму сировини. Ємність використовується для досягнення потрібної однорідності і вологості

сировини, іноді із застосуванням механічних перемішуючих пристроїв.

Розташування ємності на сонячній стороні може сприяти попередньому підігріванню сировини для того, щоб процес зброджування міг початися відразу після завантаження нової порції сировини в реактор. У випадках будівництва установки на фермі треба будувати ємність так, щоб сировина стікала туди під дією гравітації.

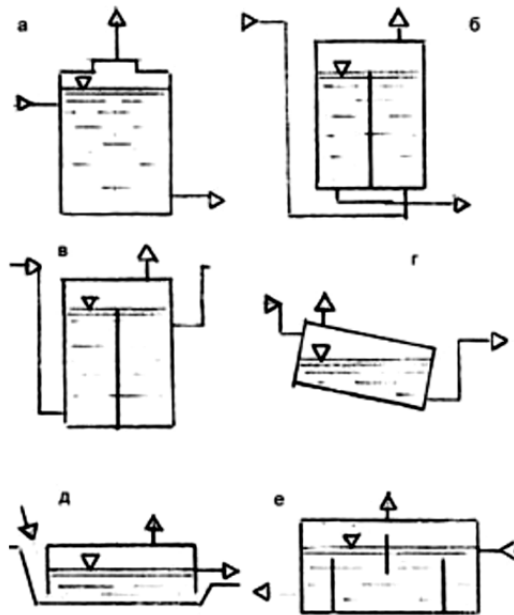


Рисунок 2.15 – Види конструкцій реакторів, систем завантаження та вивантаження, а – циліндричний реактор з верхнім завантаженням; б – циліндричний реактор з нижнім завантаженням; в – циліндричний двосекційний реактор; г – похилий реактор; д – траншейний реактор з плаваючим покриттям; е – горизонтальний секційний реактор

Завантажувальні та вивантажувальні отвори ведуть прямо в реактор і розташовуються, як правило, на протилежних кінцях реактора для рівномірного розподілу свіжої сировини за усім обсягом реактора і ефективності видалення переробленого шламу. Монтаж завантажувального і вивантажувального отворів закріплюються на фундамент реактора.

Для забезпечення герметичності реактора в процесі завантаження і вивантаження вхідний і вихідний отвори розташовуються під нахилом до вертикальної осі так, щоб нижній кінець труби був розташований нижче за

рівень рідини. Завдяки цьому створюється гідравлічний затвор, що перешкоджає проникненню повітря в реактор.

Найбільш простим способом завантаження і вивантаження є спосіб переливання, який полягає в тому, що при завантаженні свіжого гною рівень шламу в реакторі піднімається, і через трубу переливання, що сполучається з ним, така ж кількість вивантажується в ємність для збору біодобрих.

Завантажувана маса може містити тверді частки досить великого розміру, наприклад, підстилковий матеріал (солому, тирсу), стебла рослин, а також сторонні предмети. Для того, щоб труби не забивалися, їх діаметр має бути не менше 20-30 см. Завантажувальна труба з'єднується з бункером або місткістю попередньої підготовки сировини.

На трубопроводах подачі і зливу сировини з реактора встановлюються засувки гвинтові або напівоборотні [32].

Завантаження і вивантаження за допомогою насосів також використовується на різних типах БГУ.

Насоси стають необхідною частиною біогазової системи, коли кількість сировини вимагає швидкого завантаження і рельєф місцевості не дозволяє виробляти завантаження самоплинно. Насоси потрібні для перекриття різниці у висоті між рівнем закачування сировини і біогазовою установкою. Якщо не можна уникнути використання насосів, вони встановлюються двома способами:

- суха установка: насос встановлюється разом з трубою. Сировина вільно тече до насоса і прискорюється ним;

- волога установка: насос встановлюється разом з мотором усередині сировини. Мотор поміщений в непроникний контейнер. Насос працює за допомогою валу від мотора зовні сировини.

Але найоптимальнішим способом подачі і перемішування сировини є пневматичний. Цей спосіб використовується на усіх установках ОФ «Флюїд» асоціації «Фермер». Пневматичний завантажувальний пристрій використовує бункер подачі сировини (бак-змішувач), для якої використовуються сталеві

ємності від 0,5 до 1 м³, що витримують тиск до 5 кгс/см, і трубопроводи діаметром не менше 100 мм із засувкою. Сировина завантажується в бункер і з бункера – в реактор за допомогою компресора.

Застосовуються поршневі компресори марки ИФ-56 для малих і середніх біогазових установок з об'ємом реакторів до 40 м³. Для великих установок з об'ємом реакторів від 50 м³ використовуються компресори ФУ-12. Компресори можуть використовуватись також для відкачування біогазу, що виробляється.

2.5 Розробка комплексного біореактора

В основу корисної моделі поставлена задача створення біогазової установки, в якій за рахунок зміни конструкції змішуючого пристрою та системи підведення тепла досягається інтенсифікація процесу анаеробного збродження біомаси, як наслідок підвищення виходу генерованого біогазу.

Дана задача розв'язується шляхом створення біогазової установки, в якій забезпечується активне анаеробне збродження біомаси за рахунок застосування вертикального перемішуючого пристрою-розпушувача з кільцевими термоелементами та електрогідролізним активатором.

На рис. 2.16 представлена принципова схема розробленого біогазового реактора. Біогазова установка містить бродильний бункер 1 із завантажувальною, вивантажувальною горловиною для біомаси 2, 3 та патрубків 4 для виходу регенерованого біогазу, опорні стійки 5 з комутуючими кабелями енергоживлення 6 кільцевих нагрівачів 7 змонтованих на теплообмінній трубі 8, підшипникові вузли 9 в яких розміщено шнековий вал 10 з жорстко закріпленим пропелерним пристроєм забору 11 та розпушуючою тарілкою 12, який через редуктор 13 з'єднаний з електродвигуном 14. На днищі бункера 1 розташована система електрогідролізного активатора 15 у вигляді системи корозійностійких пластин 16 система живлення 17, яка розміщується в середині комутативних патрубків 18.

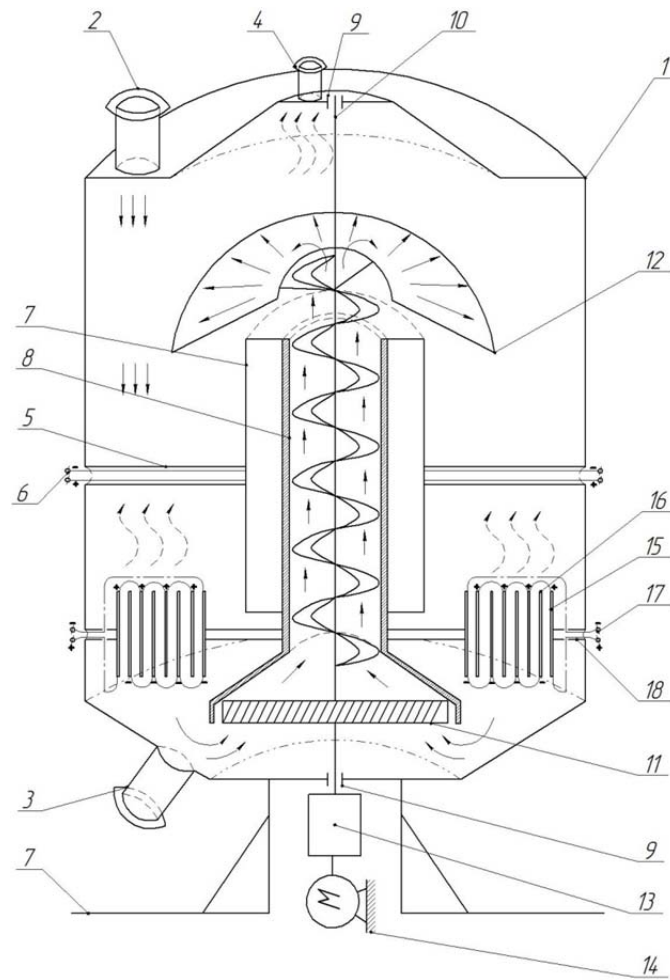


Рисунок 2.16 –Принципова схема біогазового реактора: 1 – бродильний бункер; 2, 3 – завантажувальна, вивантажувальна горловина для біомаси; 4 – патрубок для виходу регенованого біогазу; 5 – опорні стійки; 6 – комутуючі кабеля енергоживлення; 7 – кільцеві нагрівачі; 8 – теплообмінні труби; 9 – підшипникові вузли; 10 – шнековий вал; 11 – пропелерний пристрій забору; 12 – розпушуюча тарілка; 13 – вібропривод; 14 – електродвигун; 15 – електрогідролізний активатор; 16 – корозійностійкі пластини; 17 – система живлення; 18 – комутативні патрубки

Дана конструкція працює наступним чином.

Біомаса через горловину 2 завантажується в середину бродильного бункера 1. Вмикають електродвигун 14 крутний момент, якого понижуючись через редуктор 13, зумовлює обертання у підшипникових вузлах 9 шнекового валу 10, а як наслідок обертання пропелерного пристрою забору 11, що здійснює всмоктування оброблюваної біомаси до середини теплообмінної

труби 8, яка в наслідок дії кільцевих нагрівачів 7 доводить до необхідної температури. Після чого шнековий вал 10 підіймає підігріту масу до розпушуючої тарілки 12, яка в наслідок обертання здійснює розшарування біомаси по всьому об'ємі бродильного бункера 1. Одночасно з тим вмикають електрогідролізний активатор 15 в якому внаслідок електричної дисоціації між пластинами 16 розпочинає активно виділятися біогаз нагрітої біомаси через патрубок 4.

В результаті означеного комплексного фізико-хімічного впливу на біосировину, має місце значна інтенсифікація процесу генерації біогазу за умови активного перебігу тепломасообмінної взаємодії оброблюваного матеріалу.

2.6 Обґрунтування параметрів функціонування біоенергетичного реактора

Сучасні біогазові установки засновані на використанні реакторів, що підігріваються, оскільки для здійснення процесу метаногенезу необхідно постійно витратити енергію. Ефективне виробництво біогазу можливе тільки у тому випадку, коли сумарна енергія газу буде значно вища за витрати енергії на його виробництво. З метою зниження енергії виробництва біогазу, можливе використання теплоти охолоджуючої рідини двигуна внутрішнього згорання, температури відхідних газів, для нагріву біомаси в біореакторі [33].

Умова отримання товарного біогазу може бути представлена математично з урахуванням теплового балансу біореактора:

$$V_T = V_G - \frac{Q_{CH}}{\lambda}, \quad (2.1)$$

де V_T – кількість товарного біогазу, м^3 ;

V_G – загальна кількість отриманого біогазу, м^3 ;

Q_{CH} – витрата енергії на власні потреби установки, кДж ;

λ – теплотворна здатність біогазу, $\text{кДж}/\text{м}^3$.

У міру отримання біогазу його кількість при $\tau = \tau_{\min}$ досягає величини, достатньої для повної компенсації витрат тепла на нагрів біомаси та всіх

тепло енерговитрат ($V_{\Gamma} \cdot \lambda = Q_{CH}$). Досягши рівності $\frac{dV_{\dot{A}}}{d\tau} \lambda = \frac{dQ_K}{d\tau}$, процес зброджування біомаси слід припинити, оскільки при подальшому утриманні біомаси в метантенку енергія тепловтрат не буде компенсована енергією отриманого біогазу.

Аналогічно, рішення задачі отримання товарного біогазу $V_{\dot{A}} = f(\tau)$ та витрати енергії на процес його отримання $Q_{CH} = f(\tau)$, з подальшим визначенням оптимального τ_{opt} зброджування біомаси в метантенку. Залежність $V_{\dot{A}} = f(\tau)$ може бути визначена експериментально для біомаси, вигляд та склад якої залежать від конкретних умов кожної тваринницької ферми [34].

Математична обробка таких експериментальних даних показує, що залежності $\frac{dV_{\dot{A}}}{d\tau} = f(\tau)$ відповідає емпіричне рівняння:

$$\frac{dV_{\dot{A}}}{d\tau} = \frac{\tau}{a\tau^2 + b\tau + c}, \quad (2.2)$$

де a , b , c – емпіричні коефіцієнти, значення яких визначаються за наслідками обробки дослідних даних;

τ – тривалість бродіння ($\tau = 19$ діб);

V_n – об'єм зброджуваної біомаси, m^3 .

Тепловий баланс біореактора:

Витрата енергії на власні потреби визначається по залежності:

$$Q_{CH} = Q_n + Q_l \cdot \tau, \quad (2.3)$$

де: Q_n – витрата енергії на попередній нагрів біомаси до температури бродіння;

Q_p – добова витрата енергії на компенсацію всіх тепловтрат, кДж/добу.

Тепловтрати Q_p , включають енерговитрати на привід перемішуючих пристроїв, Q_m , втрати енергії з зброженою біомасою Q_{bm} , що видалається, втрати енергії в навколишнє середовище Q_k , втрати енергії з біогазом Q_{bg} , що видалається.

Тепловтрати через захищаючі поверхні метантенка на добу:

$$Q_K = k \cdot F \cdot (T_B - T_H) \cdot 8,64 \cdot 10^4, \quad (2.4)$$

де: k – коефіцієнт теплопередачі, кВт/м²К;

F – площа захищаючих поверхонь метантенка, м²;

T_B – температура зовнішнього повітря, К;

T_H – температура біомаси, що подається в метантенк, К.

Теплові втрати з біогазом визначаються по рівнянню:

$$Q_{A\dot{A}} = V_{\dot{A}} \cdot C_{\dot{A}} \cdot (T_{\dot{A}} - T_{\dot{A}}), \quad (2.5)$$

де $V_{\dot{r}}$ – добовий об'єм біогазу, що виділився, м³/добу;

$C_{\dot{r}}$ – об'ємна теплоємність біогазу, кДж/м³К.;

$T_{\dot{r}}$ – температура біогазу на виході з метантенка;

T_B – температура навколишнього повітря, К.

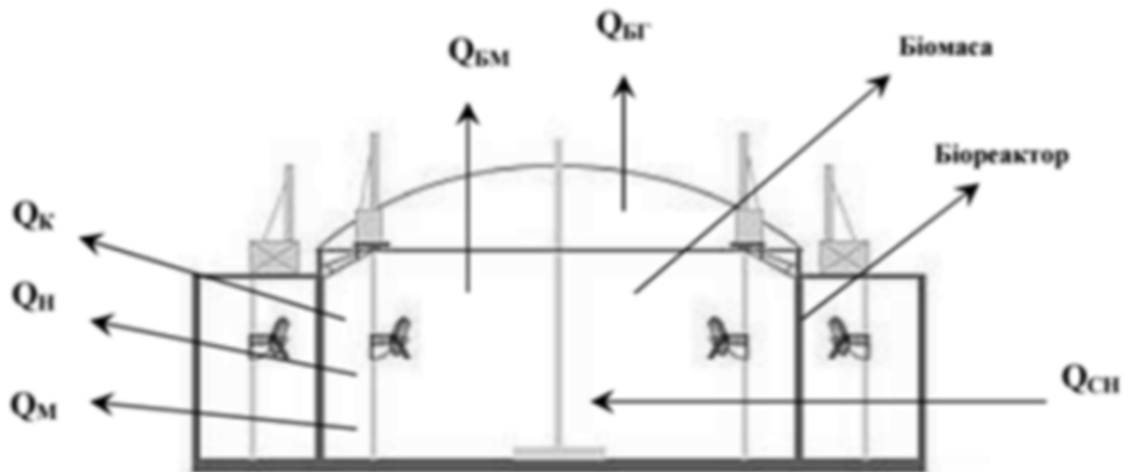


Рисунок 2.17 – Розрахункова схема теплового балансу біореактора

Тепловтрати із зброженою біомасою, що видаляється

$$Q_{A\dot{I}} = V_{\dot{H}} \cdot C_{\dot{H}} \cdot (T_2 - T_H), \quad (2.6)$$

де $V_{\dot{H}}$ – об'єм біомаси, що видаляється з метантенка за добу, м³;

$C_{\dot{H}}$ – об'ємна теплоємність біомаси, кДж/м³;

T_2 – температура біомаси на виході з метантенка, К.

Витрати енергії на привід перемішуючих пристроїв і допоміжного устаткування визначаються по формулі (2.7).

$$Q_M = 24 \cdot \frac{N_M \cdot V_H}{W_H \cdot \eta_M} \cdot \frac{1}{8}, \quad (2.7)$$

де N_M – потрібна потужність насоса або перемішуючих пристроїв, кВт;

W_H – продуктивність насоса, м³/год;

η_M – ККД перемішуючого пристрою;

1/8 – означає, що перемішуючий пристрій працює тільки 1/8-му частину (3 години) на добу.

Враховуючи недовантаження метантенка, щільність біомаси, коефіцієнт залишку дози добового завантаження метантенка визначається по рівнянню:

$$\gamma = \left(1 - \frac{d}{100}\right)^\tau \cdot 100\%, \quad (2.8)$$

де d – доза добового завантаження, %;

τ – тривалість бродіння; приймаємо $\tau = 19$ діб = 3...5%.

Отже, час, протягом якого відбувається бродіння біомаси з отриманням товарного біогазу, можна визначити по залежності:

$$\int_0^x \frac{\tau}{a \cdot \tau^2 + b \cdot \tau + c} \cdot V_H \cdot (1 - \gamma) \cdot \lambda = \frac{V_H \cdot C_H \cdot (T_2 - T_1)}{\eta} + \left[k \cdot F \cdot (T_B - T_H) \cdot 24 + \frac{N_M \cdot V_H}{W_H \cdot \eta_M \cdot m} \right] \cdot \tau, \quad (2.9)$$

Рішення дає можливість оцінювати як характер теплового балансу процесу бродіння біомаси, так і оптимальний режим отримання товарного біогазу.

2.7 Розрахунок об'єму реактора

Під завантаженням бродильної камери мається на увазі кількість органічної субстанції, яка щодня подаватиметься у ферментатор. Зазвичай, вона вказується в кілограмах органічної сухої речовини на м³ об'єму ферментатора в день. Розмір можливого завантаження бродильної камери залежить, в першу чергу, від вибраної температури ферментації і часу бродіння. Чим нижча температура, тим довший час бродіння, тим більшою

може бути міра завантаження ферментатора. При використанні гною великої рогатої худоби і мезофільного режиму роботи реактора часто зустрічається завантаження.

в 7-8 кг органічної сухої речовини на м³ ферментатора в день. При безперервному технологічному процесі зброджування найбільша інтенсивність розкладання виходить в тому випадку, якщо кількість органічної речовини, яка додається в одиницю часу до субстрату, що знаходиться в реакторі, відповідає кількості органічної речовини, що вже розклалася до даного моменту. Завантаження ферментатора виступає контрольним параметром завантаженості установки, яку треба враховувати при плануванні [35].

Для мезофільного режиму час обороту біомаси реактора складає від 20 до 30 діб, а добова доза завантаження – від 1/20 до 1/10 від загального об'єму сировини в реакторі. Тому, виходячи з кількості великої рогатої худоби, якої на тваринницькому комплексі є 1200 голів та кількості силосу, що додається, визначаємо добову кількість сировини для переробки в ферментаторі. Так як одна особина ВРХ в день дає в середньому 35 кг гною, то загально добова кількість гною буде становити 42000 кг. Згідно за технологією додається ще 30% силосу, що рівне 12600 кг/добу, тоді:

$$ДС = 42000 + 12600 = 54600 \text{ кг/добу.}$$

При двухстадійній проточній технології сировину потрібно подавати почасово рівними порціями і вологістю не менше 85%. Для досягнення 85-92% вологості сировину з використанням силосу потрібно розбавити водою. В більшості установок це співвідношення коливається від 1:3 до 2:1. Таким чином, кількість завантажуваної сировини (Д), це сума добової кількості сировини і води (ДВ), якою розбавляють масу сировини.

Для переробки сировини при мезофільному режимі рекомендується використовувати дозу добового завантаження Д, рівного 10% від об'єму загальної завантажувальної маси сировини (ОС), а загальний об'єм сировини в установці не повинен перевищувати 2/3 об'єму реактора [36-40].

Таким чином об'єм реактора (ОР) розраховується за формулами:

$$ОС = 2/3ОР, \quad (2.10)$$

$$OP=1,5OC, \quad (2.11)$$

Так як, вологість сировини, яку завантажують у ферментатор, повинна бути в межах 85-92%, а вологість відходів ВРХ складає 86%, а силосу 75%, для досягнення силосом вологості 85% нам потрібно додавати на кожні 12,6 т силосу 8500 кг води. Отже, щогодинна норма від відходів ВРХ становить 1750 кг, силосу – 525 кг і води для досягнення ним вологості в 85% – 354 л. Загально добова доза завантаження сировини складатиме:

$$D=DC+DV =54600+8500=63100 \text{ кг/добу.}$$

Повне завантаження реактора:

$$OC=10 \cdot 63,1=631 \text{ т.}$$

Звідси об'єм реактора становитиме:

$$OP=1,5 \cdot 631=946,53 \text{ м}^3.$$

Приймаємо остаточний об'єм реактора 950 м³.

Добова доза сировини при проточному методі завантаження визначається часом обороту реактора, а час обороту реактора складає 1 годину. Оскільки добова доза завантаження становить 63,1 т, то за годину завантаження складатиме 2,630 т.

2.8. Висновки до 2 розділу.

1. На основі проведеного аналіз основних конструкцій машин були сформульовані основні чинники, що обумовлюють вибір біогазових реакторів.

2. Обґрунтована технологічна схему реактора для виробництва біогазу, яка відзначається удосконаленням схеми віброзбудження. Окрім того, запропонована конструкція забезпечує активне анаеробне збродження біомаси за рахунок застосування вертикального віброперемішуючого пристрою-розпушувача з кільцевими термоелементами та електрогідролізним активатором.

3. Представлений реактор поєднує комплексний фізико-механічний вплив на оброблюваний матеріал, зокрема коливальний рух виконавчого органу, що дозволяє значно інтенсифікувати обробку сировини в спектрі перемішування рідких технологічних мас.

РОЗДІЛ 3

ДОСЛІДЖЕННЯ МАТЕМАТИЧНОЇ МОДЕЛІ ТЕРМОМЕХАНІЧНОГО ВПЛИВУ НА ПРОЦЕС ГЕНЕРАЦІЇ БІОГАЗУ

3.1. Дослідження нагріву сировини в процесі обробки.

3.1.1. Вплив тиску на кінетику досліджуваного процесу. Кінетика біохімічних реакцій різною мірою залежить відповідно від теплової, хімічної й механічної чутливості оброблюваного продукту, від тиску, температури й хімічного потенціалу [41-43]. Тиск поширюється в рідині за принципом Паскаля у всіх напрямках. Це відбувається для невеликих адіабатичних змін тиску зі швидкістю звуку. З цієї причини можна припускати, що тиск виникає майже миттєво у всій камері. Із цього припущення випливає наявний у літературі не перевірений достатньо у реальних умовах висновок, що вплив тиску в порівнянні з термічними процесами має перевагу в тому, що може впливати прискорено й однорідною мірою на всю оброблювану речовину незалежно від форми, розміру й складу. Проте без уваги залишена можливість фізичної й термічної неоднорідності.

Це пояснюється тим, що у фазі наростання тиску внаслідок зміни об'єму збільшується температура оброблюваного середовища. При адіабатичній зміні стану в чистому, інертному й однорідному середовищі відбувається зміна температури відповідно до зміни тиску, що визначається співвідношенням (3.1), (де символ $*$ характеризує розмірні величини).

$$dT^* = \frac{T^* \beta^*}{\rho^* c_p^*} dp^* \quad (3.1)$$

де T^* – температура;

β^* – коефіцієнт термічного розширення, K^{-1} ;

ρ – щільність, kg/m^3 ;

c_p^* – питома теплоємність, DJ/K ;

p^* – тиск, Па.

Залежно від оброблюваного продукту при підвищенні тиску на 1 ГПа температура піднімається на кілька десятків градусів Цельсія. Заповнена камера високого тиску являє собою систему, що складається із продукту, пакувальних матеріалів, середовища, що передає тиск (проміжної рідини) і сталеві стінки камери. Ці матеріали мають різні теплофізичні властивості. Внаслідок цього, незважаючи на однорідні початкові параметри розподілу температур, під час підвищення тиску в камері може утворитися неоднорідне температурне поле.

Для формального визначення збільшення температури, викликаного підвищенням тиску, ми скористалися спочатку рівнянням збереження з якого вивели рівняння (3.2) відносно загальної теплоємності H .

$$\frac{\partial(\rho H)}{\partial \tau} + \nabla \cdot (\rho \vec{v} H) = \frac{\partial p}{\partial \tau} + \nabla \cdot (\lambda \nabla T) + \nabla \cdot (\xi \cdot \vec{v}) + \rho \vec{q} \cdot \vec{v}, \quad (3.2)$$

де \vec{v} – вектор швидкості рідини;

\vec{q} – вектор сили ваги;

ρ – щільність рідини, кг/м³;

p – тиск, Па;

τ – час, с;

ξ – тензор грузлих напруг.

Подальше використав рівняння для конкретної теплоємності h :

$$\rho \frac{Dh}{D\tau} - \frac{Dp}{D\tau} = \nabla \cdot (\lambda \nabla T) + \eta \Phi + \rho \vec{q} \cdot \vec{v}, \quad (3.3)$$

де Φ – функція дисипації і використовуючи термодинамічне відношення:

$$\frac{Dh}{D\tau} = \frac{\partial h}{\partial p} \Big|_T \frac{Dp}{D\tau} + \frac{\partial h}{\partial T} \Big|_p \frac{DT}{D\tau} = \frac{1}{\rho} (1 - \alpha T) \frac{Dp}{D\tau} + c_p \frac{DT}{D\tau}, \quad (3.4)$$

де: α – коефіцієнт термічного розширення, ми отримали рівняння теплової енергії.

$$\rho c_p \frac{DT}{D\tau} = \alpha T \frac{Dp}{D\tau} + \nabla \cdot (\lambda \nabla T) + \eta \Phi + \rho \vec{q} \cdot \vec{v}. \quad (3.5)$$

Останнє рівняння показує, що матеріальною похідною температури T щодо часу t керує матеріальна похідна тиску P щодо часу τ , поки функція дисипації Φ та потенційна енергія, а також потік, що проводить високу температуру, перебувають на низькому рівні. Ураховуючи це, ми приблизно вивели рівняння переносу теплової енергії:

$$\frac{DT}{D\tau} \approx \frac{\partial T}{\rho c_p} \frac{Dp}{D\tau}. \quad (3.6)$$

Наприклад, вода при кімнатній температурі показує збільшення температури від 2.5 К до 3 К при стисненні до 100 МПа. У випадку проведення аналогічного експерименту за підвищення температури може досягати 10 К і вище.

Вважається, що рух рідини обов'язково присутній при обробці рідкої речовини тиском. Щоб показати це математично, ми припустили, що щільність збільшується зі збільшенням тиску й зменшується зі збільшенням температури, що обґрунтовано для більшої частини продуктів і подібних речовин в умовах навколишнього середовища. Появу поля бігу в рідині, яка спочатку перебуває в спокої, під час стиснення ми показали за допомогою рівняння балансу маси:

$$\frac{\partial \rho}{\partial \tau} + \nabla \cdot (\rho \vec{v}) = 0. \quad (3.7)$$

Під час фази стиснення щільність збільшується зі збільшенням тиску. Отже, перший член рівняння (3.7) стає відмінним від нуля. Так як ліва частина повинна дорівнювати нулю, швидкість рідини \vec{v} повинна прийняти ненульові значення. Тому, збільшення тиску підсилює рух рідини. Температурні градієнти відіграють важливу роль у відхиленні поведінки

потоків від гідростатичного стану. Цей висновок ми простежили, скориставшись основними рівняннями гідростатики:

$$\frac{\partial p}{\partial x} = 0, \quad (3.8)$$

$$\frac{\partial p}{\partial y} = 0, \quad (3.9)$$

$$\frac{\partial p}{\partial z} = -\rho \vec{q}. \quad (3.10)$$

У рівняннях (3.8-3.10) x , y і z є декартівськими координатами. Без втрати загального уявлення ми прийняли, що вектор сили ваги вказує в негативному z напрямку. Подальше перетворення рівняння (3.9) у відношенні й рівняння (3.10) у відношенні дали такий результат:

$$\frac{\partial^2 p}{\partial y \partial z} = \frac{\partial^2 p}{\partial z \partial y} = -\frac{\partial \rho}{\partial y} \vec{q}. \quad (3.11)$$

Отже, права частина рівняння (3.11) і похідна щільності у відношенні y повинна бути постійною й дорівнювати нулю

$$\frac{\partial \rho}{\partial y} = 0. \quad (3.12)$$

Але, ця умова, як випливає з гідростатики, не може зберігатися. Поки щільність є функцією температури, а остання піддається передачі в напрямку, відмінному від напрямку вектора сили ваги, рівняння (3.12) порушується. Як наслідок, обов'язково повинен з'явитися потік пари зі швидкістю, відмінною від нуля, що приводить до конвективної передачі високої температури й завислих речовин.

Наявність теплової неоднорідності у продукті й подальша в результаті цього неоднорідність процесу роблять необхідним прогнозування теплової неоднорідності, у тому числі й для вживання заходів протидії.

3.1.2. Аналіз нестационарного температурного поля за умови контактної нагріву сировини в реакторі. Створення високопродуктивного теплообмінного обладнання, що відповідає сучасному рівню розвитку промисловості і техніки, потребує суттєвої інтенсифікації теплообмінних процесів.

Одним з ефективних способів, як з точки зору інтенсифікації самого процесу теплообміну, так і економії енерговитрат, є контактний нагрів продукту за допомогою подачі пари, що здійснює технологічний вплив на оброблювану продукцію.

Теплообмін при контактному нагріванні продуктів являє собою складне явище, пов'язане з одночасним перенесенням теплоти і маси речовини. При цьому кількість перенесеної маси визначається величиною сконденсованого пара, а передана теплота (за умови насиченого пару) – теплотою паротворення.

При пароконтактному нагріві враховується значна кількість визначних факторів, при цьому найбільші значення набувають як теплофізичні властивості грючої пари, так і фізико-хімічні властивості продукту. Врахування всіх факторів, що впливають на процес теплообміну при пароконтактному нагріванні, та їх аналіз є дуже важким не тільки в теоретичному, а й в експериментальному плані.

Основним параметром в процесі теплової обробки рідких продуктів, у тому числі і за допомогою пароконтактного нагріву, є температура продукту, яка являє собою основний фактор для встановлення режимів роботи. Тому одним з основних завдань у дослідженні процесу при означеному способі нагріву є визначення температурного поля продукту або виявлення динаміки зміни температури в різних точках продукту в залежності від параметрів пари, що гріє, умов її підведення до продукту та фізичних властивостей оброблюваної сировини.

В даному випадку, коли нагрівання здійснюється паром зовні розміщеної банки, завдання зводиться до розрахунку нестационарного

температурного поля в тарі, що нагрівається з зовнішньої поверхні від джерела теплоти заданої інтенсивності з урахуванням конвекції в радіальному напрямку.

Передбачається, що термічний опір зовнішньої стінки відносно малий, а теплофізичні властивості матеріалу не залежать від температури. Звідси рівняння теплопровідності з урахуванням конвективної складової має вигляд:

$$\frac{dt}{d\tau} + u \frac{dt}{dr} = \frac{\lambda}{c_p \rho r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial t}{\partial r} \right). \quad (3.13)$$

Умови однозначності:

– початкові умови при $\tau = 0$

$$t(r, 0) = t(r) = t_n; \quad (3.14)$$

– крайні умови

$$\left(\frac{\partial t}{\partial r} \right)_{r=R_1} = -q / \lambda; \quad (3.15)$$

$$\left(\frac{\partial t}{\partial r} \right)_{r=R_2} = -a(t - t_s) / \lambda - \frac{q_2}{\lambda}; \quad (3.16)$$

де c_p – питома масова теплоємність, Дж/(кг К);

ρ – густина продукту, кг/м³;

λ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу Вт/(м К);

r – радіус тари, м;

u – швидкість руху рідини м/с;

t_s – температура навколишнього середовища К;

a – коефіцієнт тепловіддачі на зовнішній поверхні автоклава, Вт/(м² К);

τ – час, с;

R_2, R_1 – радіус тари та автоклава, м;

q – питомий тепловий потік на внутрішній поверхні автоклава, Вт/м²;

t_n – початкова температура оброблюваного матеріалу, К.

Оскільки ми розглядаємо задачу розрахунку температурного поля в залежності від радіуса автоклава, то передбачається, що питомий тепловий потік і швидкість руху пари через поверхню тари не залежить від її довжини,

тобто постійні за осі циліндра, і тим самим не враховується крайовий ефект, що виявляється через кінцеві розміри тари.

З урахуванням вищевикладеного визначимо зв'язок між швидкістю і питомим тепловим потоком. При пароконтактному нагріві пар подається рівномірно і питомий тепловий потік буде рівний:

$$q_1 = G_n i_x / 2\pi R_1 l, \quad (3.17)$$

де G_n – затрати пара, кг/с;

i_x – ентальпія пара, Дж/кг;

l – довжина тари, м.

Фактичну кількість пари, що створює конвективний потік, можна визначити з рівняння теплового балансу:

$$G_n \cdot i_x = G_{жс} \cdot t_n \cdot c_{p,жс}, \quad (3.18)$$

де $G_{жс}$ – кількість новоутвореного конденсату, кг/с;

$c_{p,жс}$ – питома масова теплоємність конденсату, Дж/(кг К).

Швидкість руху пари в автоклаві з радіусом r визначається за формулою:

$$u = G_{жс} / 2\pi r l \rho_{жс}, \quad (3.19)$$

де $\rho_{жс}$ – густина пари.

Підставимо (3.17) в (3.18) і (3.18) в (3.19), отримаємо:

$$\frac{dt}{d\tau} = \left(\frac{\lambda}{c_p \rho} - \frac{G_n}{2\pi l \rho} \right) \frac{1}{r} \frac{dt}{dr} + \frac{\lambda}{c_p \rho} \cdot \frac{d^2 t}{dr^2}, \quad (3.20)$$

$$\left(\frac{dt}{dr} \right)_{r=R_1} = \frac{G_n c_p t_n}{2\pi R_1 \lambda \cdot l}, \quad (3.21)$$

$$\left(\frac{dt}{dr} \right)_{r=R_2} = -\frac{a}{\lambda} (t - t_s) + \frac{G_n c_p \cdot t}{4\pi R_2 \lambda \cdot l}, \quad (3.22)$$

$$t(r, 0) = t_n. \quad (3.23)$$

Рівняння (3.17-3.22) запишемо в параметричному вигляді. В якості характеристичних параметрів введемо наступні безрозмірні величини: $\theta = t/t_n$

– шукана безрозмірна величина; $\theta_g = t_g / t_n$ – безрозмірна величина навколишнього середовища; де t_g – температура навколишнього середовища; $\eta = \ln(r/R_1)$ – незалежний аргумент шуканої температури; $F_0 = \tau \cdot \lambda / c_p \rho R_1^2$ – число Фур'є; $B_i = aR_1 / \lambda$ – число Біо.

$$Q_1 = G_{ж} c_p / 2\pi\lambda; \quad \eta_2 = \ln(R_2/R_1). \quad (3.24)$$

З врахуванням введених безрозмірних величин рівняння (3.20-3.23) набуде вигляду:

$$\frac{d\theta}{dF_0} = \exp(-2\eta) \left[(1 - Q_1) \partial\theta / \partial\eta + \partial^2\theta / \partial\eta^2 \right] \quad (3.25)$$

$$(\partial\theta / \partial\eta)_{\eta_2=0} = Q_1, \quad (3.26)$$

$$(\partial\theta / \partial\eta)_{\eta_2=0} = [B_i(\theta_g - \theta) - Q_1 R_1 \cdot \theta / R_2] \exp \eta_2, \quad (3.27)$$

$$t(\eta_1, 0) = 1. \quad (3.28)$$

Математична модель, що поставлена крайовими умовами є система диференціальних рівнянь (3.25)-(3.28), рішення якої має вигляд:

$$\theta = \theta(F_0, B_i, \eta, Q_1, R_1 / R_2) \quad (3.29)$$

Таким чином, математичною моделлю визначення динаміки температурного поля в тарі є знайдена залежність (3.29), яка задовольняє умови області $D\{(F_0, \eta); 0 \leq F_0 \leq \Phi; 0 \leq \eta \leq \eta_2\}$ рівняння (3.25) та крайовим (3.26, 3.27) і початковим умовам (3.28) відповідно.

Для вирішення даного завдання застосуємо чисельний метод. Для чого в області побудуємо рівномірну просторово-часову сітку з кроком $\Delta\eta = \eta_2 / N$, де N – число квантування заданої області з кроком $\Delta F_0 = \Phi / M$, де M – кількість поділів заданої області, Φ – заздалегідь задане число Фур'є (час).

Використовуючи звичайну неявну різничну схему апроксимації, рівняння (3.25-3.27) набуде вигляду:

$$\theta_{i,j} - \theta_{i,j-1} = \Delta F_0 \exp(-2\eta_i) \left[(1 - \theta_1)(\theta_{i+1,j} - \theta_{i-1,j}) / 2\Delta\eta + (\theta_{i+1,j} - 2\theta_{i,j} + \theta_{i-1,j}) \right] \Delta\eta^2 \quad (3.30)$$

де $(i = 1, 2, 3 \dots N - 1, j = 1, 2, 3 \dots M)$

$$\theta_{1,j} - \theta_{0,j} = \theta_1 \Delta\eta, \quad (3.31)$$

$$\theta_{N,j} - \theta_{N-1,j} = \Delta\eta \cdot \exp \eta_2 \left[B_i(\theta_g - \theta_{N,j}) - Q_1 \theta_{N,j} \cdot R_1 / R_2 \right] \quad (3.32)$$

Перепишемо рівняння (3.29-3.31) у вигляді:

$$-A_i \theta_{i-1,j} + C_i \theta_{i,j} - B_i \theta_{i+1,j} = f_i \quad (i = 0, 1, 2, 3 \dots N), \quad (3.33)$$

де $C_o, B_o, f_o, A_N, C_N, f_N$, – коефіцієнти, що описують граничні умови;

$\theta_{i,j}$ – залежна функція;

A_i, B_i, C_i, f_i – коефіцієнти рівняння енергії.

Відповідно (3.25-3.28), вираз для коефіцієнтів системи (3.32) набуде вигляду:

$$\begin{aligned} A_o &= 0; C_o = 1; B = -1; f_o = -Q_1 \Delta\eta; \\ A_i &= \Delta F_o \exp(-2\eta i) \left[(\Delta\eta^{-2} + 0,5Q_1 \cdot \Delta\eta^{-1}) \right]; \\ B_i &= \Delta F_o \exp(-2\eta i) \left[(\Delta\eta^{-2} + 0,5Q_1 \cdot \Delta\eta^{-1}) \right]; \\ C_i &= 1 + 2\Delta F_o \Delta\eta^{-2} \exp(-2\eta i); \\ f_i &= \theta_{i,j-1}; \\ A_N &= 1; C_N = 1 + \Delta\eta \exp \eta_2 (B_i + Q_1 R_1 / R_2); \\ B_N &= 0; f_N = B_i \theta_x \Delta\eta \exp \eta_2. \end{aligned} \quad (3.34)$$

Таким чином, за допомогою лінійної апроксимації шуканої функції крайова задача зведена до системи алгебраїчних рівнянь.

Для вирішення цієї системи застосуємо метод прогонки. При цьому рішення крайової задачі на j -му часовому шарі визначається співвідношенням:

$$\theta_{1,j} = a_{i+1,j} \theta_{i+1,j} + \beta_{i+1,j}, \quad (3.35)$$

де $a_{i+1,j}$, $\beta_{i+1,j}$ – прогоночні коефіцієнти, що визначаються рекурентнимим формулами

$$a_o = B_o / C_o; \beta_o = f_o / C_o; a_{i+1,j} = \frac{B_i}{(C_i - A_i a_i)}; \beta_{i+1,j} = \frac{f_i + A_i \beta_i}{(C_i - A_i a_i)}. \quad (3.36)$$

Зауважимо, що вираз для θ в точці (N, j) відповідно (3.33) з врахуванням (3.35) набуде вигляду:

$$\theta_{N,j} = \beta_N \quad (3.37)$$

Результати чисельного експерименту для розрахунку температурного поля по радіусу циліндричної тари залежно від параметрів пари, що гріє і продукту представлені на рис. 3.1, 3.2.

На рис. 3.1. представлені криві зміни температурного поля сировини при контактному нагріві від початкової температури $T_n = 50$ °С до кінцевої температури $T_k = 100$ °С конденсуючим паром з температурою $T_n = 100$ °С, при витраті пари рівному $0,001$ кг/с. Температура навколишнього середовища прийнята $T_s = 20$ °С, а коефіцієнт тепловіддачі на зовнішній поверхні циліндра $a = 10$ Вт / (м К). Як видно з рис. 3.1 в початковий момент часу (1,5-3 с) температура в центральному шарі майже миттєво зростає до температури конденсації пари. При цьому в периферійних шарах продукту температура практично не змінюється.

При подальшому нагріванні, переважно за рахунок виникаючих радіальних конвективних потоків, а також теплопровідності, тепловий потік поступово досягає периферійних шарів протягом часу $t = 260$ с. В результаті по всьому радіусу встановлюється рівномірне температурне поле. Для з'ясування впливу параметрів пари, що гріє на розподіл температурного поля продукту нами проведено розрахунки при різних температурах гріючої пари.

На рис. 3.2 представлені криві зміни температурного поля при температурі гріючої пари $T_n = 110$ °С. Як видно, підвищення температури сприяє інтенсифікації процесу теплопередачі. Разом з тим, це призводить до появи різко вираженого перепаду температури між центральними і периферійними областями.

Порівняння результатів розрахунку на ЕОМ з експериментальними даними дозволяє зробити висновок про те, що рішення задачі розрахунку температурного поля продукту на ЕОМ дає досить задовільні результати між розрахунковими і експериментальними даними.

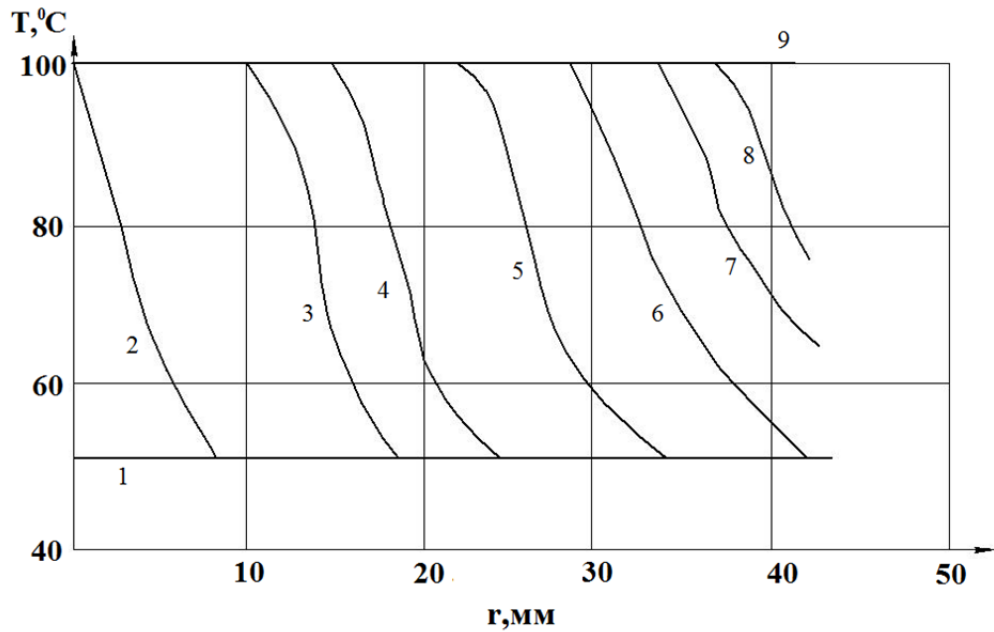


Рис. 3.1. Криві зміни температурного поля в процесі нагріву продукту в реакторі з зовнішнім підведенням теплоти при температурі гріючої пари $T_n = 100\text{ °C}$: 1 – $t = 0$; 2 – $t = 1$; 3 – $t = 20$; 4 – $t = 40$; 5 – $t = 80$; 6 – $t = 120$; 7 – $t = 160$; 8 – $t = 180$; 9 – $t = 200$

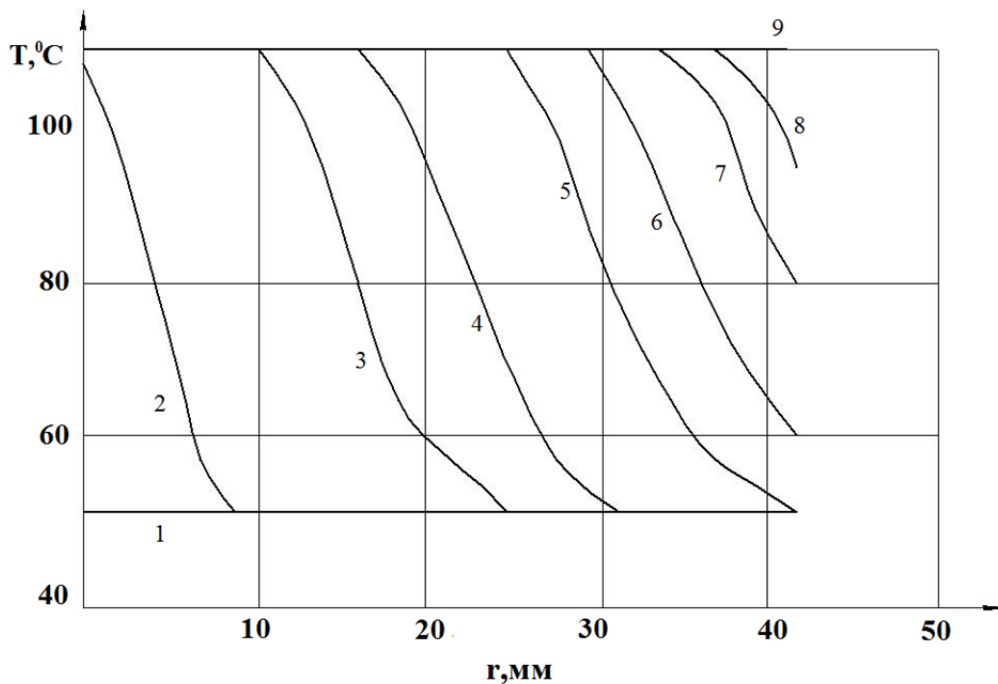


Рис. 3.2. Криві зміни температурного поля в процесі пароконтактного нагріву продукту в реакторі з зовнішнім підведенням теплоти при температурі гріючої пари $T_n = 110\text{ °C}$: 1 – $t = 0$; 2 – $t = 1$; 3 – $t = 20$; 4 – $t = 40$; 5 – $t = 80$; 6 – $t = 120$; 7 – $t = 160$; 8 – $t = 180$; 9 – $t = 200$

3.2. Аналітичні засоби моделювання мікробіологічних та біохімічних процесів під час обробки

Перенос молекулярної (індекс m) і клітинної (індекс z) систем відбувається за допомогою індукованих примусовою й природною конвекцією механізмів. На підставі невеликих діапазонів довжин ($l_m^* \approx 10^{-9}$ м для протеїнів і $l_z^* \approx 10^{-6}$ м для мікроорганізмів) вони перебувають у механічній і тепловій рівновазі. Характеристичні внутрішні шкали часу

переносу імпульсу у воду як дисперсійне середовище $\tau_{i,m}^{внутр*} = \frac{l_m^{*2}}{\nu^*} \approx 10^{-12}$ с і

$\tau_{i,z}^{внутр*} = \frac{l_z^{*2}}{\nu^*} \approx 10^{-6}$ с дають указівку щодо механічної рівноваги. Аналогічно

характеризують внутрішні шкали часу $\tau_{i,m}^{внут*} = \frac{l_m^{*2}}{a^*} \approx 10^{-11}$ с і $\tau_{e,z}^{внутр*} = \frac{l_z^{*2}}{a^*} \approx 10^{-5}$ с

перенос енергії у воду. Ці оцінки вимагають подальшого розгляду поблизу меж переходів фаз. Там значною мірою спостерігається зміна стану «час реакції на термогідродинамічний вплив», тому що вони створюють поля швидкостей, поля індукованих тертям нормальних напруг і тангенціальних напруг, а також поля тиску й температури.

Наведені вище розміри внутрішніх шкал часу диспергованих молекулярних і клітинних систем значно відрізняються від типової

тривалості процесу $\tau^{проц*}$ обробки. Отже, число Дебори $De = \frac{\tau^{внутр*}}{\tau^{проц*}}$ приймає

нескінченно мале значення. Цей безрозмірний індекс виражає локальну рівновагу, тобто наявність «конгруентного термогідродинамічного стану» безперервної фази й диспергованих молекулярних і клітинних систем у будь-який момент часу в процесі впливу високого тиску при даних просторових координатах. Це значно полегшує моделювання, так як дозволяє нам відобразити технологічний вплив на молекулярні й клітинні реакції як

загальні скалярні величини Θ^* . У безрозмірному вигляді для відношення

$\Theta = \frac{\Theta^*}{\Theta_0^*}$ ми отримали відповідну модель переносу:

$$\frac{\partial \Theta}{\partial \tau} + \nabla \cdot (\Theta \vec{U}) = \frac{1}{Re_0 Sc_0} \nabla \cdot (D_\Theta \nabla \Theta) + D_{a0} Q_\Theta \quad (3.38)$$

Ліва сторона рівняння моделі повністю збігається з рівнянням збереження маси. Для молекулярного біокомпонента рівняння (3.38) виражає індуковані зміни, які пов'язані з дифузією, а також з якісною зміною (активацією або дезактивацією) біокомпонентів. Ефекти дифузії ґрунтуються на існуванні неоднорідних полів скалярної величини Θ . Параметр D_Θ у першому члені правої сторони рівняння (3.38) даний для константи дифузії молекулярного або клітинного процесу. Величина дифузії залежить, очевидно, від зворотного значення добутку критерію Рейнольдса Re_0 і критерію Шмідта $Sc_0 = \frac{V_0^*}{D_\Theta^*} ab$. Критерій Шмідта дає оцінку відношенню

дифузійного переносу імпульсу до скаляра Θ . Наступний ефект, пов'язаний з позитивним або негативним "виробництвом" Θ , виражає безрозмірний початковий член $D_{a0} Q_\Theta$. Значення критерію Дамкьоллера Da_0 встановлює інтенсивність джерела Q_Θ . Він описує відношення між конвекційною шкалою часу й шкалою часу молекулярної реакції. Наприклад, при реакції n -ного порядку з концентрацією $c = \Theta$ інтенсивність джерела $Q_\Theta = -kc^n$ й критерію Дамкьоллера становить $Da_0 = \frac{L_0^* k_0^* c_0^{*n-1}}{u_0^*}$.

Одна з основних ідей рівняння (3.38) полягає в тому, що молекули – якщо переважають необхідні значення термодинамічної змінної тиску й температури – реагують відповідним чином. Отже, клітинні реакції можна моделювати аналогічно. Індуковане тиском придушення життєдіяльності мікроорганізмів як скалярна величина залежить від інтенсивності джерела пригнічення життєдіяльності (наприклад, величина тиску в сполученні з барочутливістю відповідних мікроорганізмів), дифузійного переносу

знищених мікроорганізмів на основі чистого броунівського руху й конвекційного переносу на основі примусової й природної конвекції в мікробіологічній суспензії.

Вводячи початковий член в рівняння (3.38) ми виходили із гіпотези, що додатково до локальної механічної й теплової рівноваги між диспергованою й безперервною фазами існує локальна однорідність. Конкретно це позначає, що реакції як у розглянутому місці оброблюваного продукту, так і в його безпосередньому просторовому оточенні проходять у залежності того ж самого локального термогідродинамічного стану. Таким чином, у місцях із просторово дуже маленькою дистанцією між реакціями, що протікають, не існують як взаємні впливи, так і обмеження й уповільнення. Так як цих взаємодій повністю не уникнути, то ми вважали раціональним зневажити взаємодіями, якщо середня відстань s^* між двома молекулами або мікроорганізмами приймає істотно більше значення, ніж їх характеристичні шкали довжин i_m і i_z . Перевірка вірогідності цього вимагає розрахунку розміру наступного критерію, числа Кнудсена Kn , що знаходить застосування в газовій динаміці для порівнянної аргументації. Для досягнення мети наших досліджень адаптуємо визначення числа Кнудсена як

$$Kn = \frac{\bar{s}^*}{l^*}$$

. Унаслідок цього ми вважали, що локальна однорідність приблизно існує при невеликих концентраціях дисперсних систем, тобто для більших значень \bar{s}^* . Перепереверка вірогідності локальної однорідності, тобто що ніякі взаємозв'язки не відбуваються між сусідніми просторовими зонами, має, крім того, велике значення щодо масштабування. Це виходить із того факту, що вимірювання кінетичних даних реакції відбуваються в дуже маленьких комірках, що працюють під тиском, у яких вплив теплогідромеханічних розподілів виявляється відносно незначним. Тут повинна переважати апроксимативно не тільки локальна, але й, до певного розміру, глобальна однорідність. На противагу цьому, розподіли теплогідромеханічних полів, що неминуче трапляються у великих камерах,

спроможні впливати на швидкість реакції іншим способом, ніж це виражено рівнянням (3.38).

Зважаючи на ці умови ми зробили висновок, що перенос маси, імпульсу, енергії й скалярів здійснює сильний вплив на взаємодії, однак, точної подоби досягти не можливо. Це працює, зокрема, якщо своєю метою ставити конкретні результати технологічного впливу як, наприклад, інактивація клітинних і молекулярних систем, але становить значну складність не тільки для масштабування, але й для будь-якого спрощення моделювання й імітації.

Дотепер використання повного рівняння переносу було відсутнє для скалярних величин. Напроти, відомі численні спрощення, наприклад, застосовувані для опису тимчасової залежності молекулярних і клітинних реакцій.

$$\frac{\partial \Theta}{\partial \tau} = D_{a0} Q_{\Theta} \quad (3.39)$$

Модель (3.39) являє собою найчастіше використовуваний математичний вираз. Для спрощення рівняння (3.38) ми ввели член $\nabla \cdot (\Theta \vec{U})$, яким можна врахувати ефект конвекційного переносу Θ через завжди присутнє в рідкому стисненому продукті поле швидкості \vec{U} :

$$\frac{\partial \Theta}{\partial \tau} + \nabla \cdot (\Theta \vec{U}) = +D_{a0} Q_{\Theta} \quad (3.40)$$

Таким чином, викликані під час впливу ВТ поля температури й течії значно впливають на перетворення будь-якого цільового компонента оброблюваного продукту. Так, автори показали, що ці поля дійсно значно впливають на інактивацію мікроорганізмів (*Escherichia coli*) і ферментів (*Bacillus subtilis* α -амілаза) в сировині.

В якості модифікації для оброблюваної продукції необхідне розв'язання теплогідромеханічні рівняння з відповідними початковими й граничними умовами додатково до рівняння переносу (3.38) для кожної скалярної величини. У всіх випадках, моделі, що ґрунтуються на даних

рівняннях, прогнозують існування теплогідромеханічних неоднорідностей, які спричиняють розходження за кількістю мікроорганізмів, що вижили, тобто смертність як скалярна величина відповідає рівнянню (3.40).

3.3. Моделювання процесу теплопередачі та масообміну.

3.3.1. Теплопередача за рахунок теплопровідності. У випадку із в'язкопластичними рідинними продуктами відправною точкою є рівняння теплопровідності для температури T (К):

$$\rho C_p \frac{\partial T}{\partial \tau} - \nabla \cdot (k \nabla T) = \alpha \frac{dP}{d\tau} T \quad \text{в зоні } \Omega^* \times (0, \tau_f) \quad (3.41)$$

де $\rho = \rho(T, P)$ щільність (кг/м³), $C_p = C_p(T, P)$ теплоємність (Дж/(кг·К)), $k = k(T, P)$ теплопровідність (Вт/(м·К)), і τ_f – час (с).

Права сторона рівняння позначає внутрішнє підвищення температури за рахунок зміни тиску. Тут $P = P(\tau)$ – тиск (МПа), створюваний у камері, а $\alpha = \alpha(T, P)$, даємо як:

– коефіцієнт термічного розширення (К⁻¹) для рідких продуктів в зоні Ω^*_{F} ;

– коефіцієнт термічного розширення (К⁻¹) для рідини, що створює тиск в зоні ΩP^* ,

– 0, у будь-якому іншому місці.

Ця умова є результатом наступного закону [38,]

$$\frac{\Delta T}{\Delta P} = \frac{\alpha T V}{m C_p} = \frac{\alpha T}{\rho C_p}, \quad (3.42)$$

де ΔT – зміна температури за рахунок зміни тиску ΔP , V (м⁻³) об'єм, m (кг) маса.

У рівнянні теплопровідності (3.41) ми остаточно врахували відповідні вихідні й граничні умови залежно від конструкції обладнання.

$$\left\{ \begin{array}{ll} k \frac{\partial T}{\partial n} = 0 & \rightarrow \Gamma^* \setminus (\Gamma_r^* \cup \Gamma_{up}^*) \times (0, \tau_f), \\ k \frac{\partial T}{\partial n} = h(T_{окр} - T) & \rightarrow \Gamma_{up}^* \times (0, \tau_f), \\ T = T_0 & \rightarrow \Gamma_r^* \times (0, \tau_f), \\ T(0) = T_0 & \rightarrow \Omega^* \end{array} \right. \quad (3.43)$$

де n – зовнішній нормальний одиничний вектор на межі робочої ділянки,

T_0 – початкова температура,

T_r – температура охолодження або нагрівання, що залишається постійною у межах відомої температури Γ_r^* (яка охолоджує або нагріває зразок),

$T_{окр}$ – температура навколишнього середовища (постійна);

h Вт/(м²·К) – коефіцієнт теплопередачі.

Так як ми використовували циліндричну систему координат і осьову симетрію, тому систему (3.42, 3.43) ми переписали як наступну 2–мірну задачу:

$$\left\{ \begin{array}{ll} \rho C_p \frac{\partial T}{\partial \tau} - \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r k \frac{\partial T}{\partial r} \right) - \frac{\partial}{\partial z} \left(k \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \alpha \frac{dP}{d\tau} T & \rightarrow \Omega \times (0, \tau_r), \\ k \frac{\partial T}{\partial n} = 0 & \rightarrow \Gamma \setminus (\Gamma_r \cup \Gamma_{up}) \times (0, \tau_f), \\ k \frac{\partial T}{\partial n} = h(T_{окр} - T) & \rightarrow \Gamma_{up} \times (0, \tau_f), \\ T = T_r & \rightarrow \Gamma_r \times (0, \tau_f), \\ T(0) = T_0 & \rightarrow \Omega \end{array} \right. \quad (3.44)$$

Ця модель підходить для випадку, коли коефіцієнт заповнення зразка усередині камери набагато вищий, ніж коефіцієнт заповнення середовища, що здійснює тиск. Якщо коефіцієнт заповнення зразка усередині камери не набагато вищий, ніж коефіцієнт заповнення середовища, що здійснює тиск, остаточне рішення за допомогою цієї моделі може дуже сильно відрізнятись від експериментальних показників.

3.3.2. Теплопровідність і конвекція при теплопередачі. Як уже зазначалося вище, неоднорідний температурний розподіл є причиною неоднорідного розподілу щільності в середовищі, що здійснює тиск, і, як наслідок, викликає піднімальну силу при русі рідини. Інакше кажучи, вільну конвекцію. Цей рух рідини може впливати на температурний розподіл. Для врахування цього факту, ми використали модель із неізотермічним потоком. Ми зробили припущення, що поле швидкостей потоку, u ($\text{m}\cdot\text{s}^{-1}$), відповідає рівнянню Нав'є–Стокса для стискуваної ньютонівської рідини відповідно до вихідної посилки Стокса і отримали наступну систему рівнянь (3.45).

Необхідно підкреслити, що в правій частині першого рівняння (3.44) можна записати $\alpha \frac{d(P+p)}{d\tau} T$, але ми робили припущення, що внутрішнім теплом, що виникає в результаті масообміну, можна зневажити. У правій частині другого рівняння ми поставили ∇p , тому що $P = P(\tau)$ залежить тільки від часу й тому $\nabla(P+p) = \nabla p$, щільність $\rho = \rho(T, P)$ є фіксованою функцією стану.

$$\left\{ \begin{array}{l} \rho C_p \frac{\partial T}{\partial \tau} - \nabla \cdot (k \nabla T) + \rho C_p u \cdot \nabla T = \alpha \frac{dP}{d\tau} T \quad \rightarrow \Omega^* \times (0, \tau_f), \\ \rho \frac{\partial u}{\partial \tau} - \nabla \cdot \eta (\nabla u + \nabla u') + \rho (u \cdot \nabla) u = \\ = -\nabla p - \frac{2}{3} \nabla (\eta \nabla \cdot u) + \rho g \quad \rightarrow \Omega_p^* \times (0, \tau_f), \\ \frac{\partial p}{\partial \tau} + \nabla \cdot (\rho u) = 0 \quad \rightarrow \Omega_p^* \times (0, \tau_f), \end{array} \right. \quad (3.45)$$

де g – гравітаційний вектор (m/s^2);

$\eta = \eta(T, P)$ – динамічна в'язкість ($\text{Па} \cdot \text{с}$);

$p = p(x, \tau)$ – тиск, що виникає при масообміні усередині рідини, і $P+p$ – повний тиск (МПа) у середовищі, що здійснює тиск.

Система рівнянь (3.45) була розроблена з урахуванням відповідних точок, меж і початкових умов (3.46):

$$\left\{ \begin{array}{ll} k \frac{\partial T}{\partial n} = 0 & \rightarrow \Gamma^* \setminus (\Gamma_r^* \cup \Gamma_{up}^*) \times (0, \tau_f) \\ k \frac{\partial T}{\partial n} = h(T_{окр} - T) & \rightarrow \Gamma_{up}^* \times (0, \tau_f), \\ T = T_r & \rightarrow \Gamma_r^* \times (0, \tau_f), \\ u = 0 & \rightarrow \Gamma_p^* \times (0, \tau_f), \\ T(0) = T_0 & \rightarrow \Omega^*, \\ p = 10^5 & \rightarrow A_1 \times (0, \tau_f) \end{array} \right. \quad (3.46)$$

де A_1 – кутова точка Γ_p^* , що є межею зони Ω_p^* .

Необхідно відзначити, що стан точки A_1 означає, що повний тиск ($P + p$) у цій точці дорівнює тиску в камері P плюс атмосферний тиск. Як показано вище, для моделі з теплопередачею за рахунок теплопровідності система рівнянь (3.44), система рівнянь (3.45) і (3.46) може бути також переписана як еквівалент 2 – мірної задачі з використанням циліндричних координат.

Для в'язкопластичних продуктів ми розглянули спрощену модель із постійними коефіцієнтами, приводячи характеристичні показники до їхніх середніх значень у діапазоні температур і тиску, які розглядалися в робочому процесі.

Для оцінки ефективності спрощеної моделі було проведено її порівняння з повною моделлю. Більш точно, позначаючи $T_{снр}$ температури, отримані при роботі з кожної з них, ми обрахували середню похибку для всього робочого режиму.

$$ET = M(|T - T_{снр}|; \Omega \times (0, \tau_f)) \quad (3.47)$$

і відповідну відсоткову відносну похибку:

$$RET = 100 \times \frac{ET}{M(|T|; \Omega \times (0, \tau_f))} \quad (3.48)$$

Нами було проведено числові тести з розрахунками в циліндричних координатах. Інтеграцію часу реалізували з використанням методу «змінний крок - змінний порядок». Нелінійні системи рівнянь вирішені за допомогою

демпфированого методу Ньютона. Алгебраїчні лінійні системи рівнянь вирішені за допомогою методу несиметричного мультифронтального методу для розріджених лінійних систем комбінованого з найменших квадратів за Гальоркіним.

У якості об'єкта моделювання було обрано в'язкопластичні рідинні матеріали. Відповідні коефіцієнти отримані для атмосферного тиску. Для інших значень тиску була застосована процедура ремасштабування і шматочно-лінійна інтерполяція. Для загальних випадків, коли термофізичні властивості специфічних матеріалів невідомі, можна скористатися математичними засобами для зворотних задач, щоб визначити ці параметри.

Нами було здійснено припущення, що температура навколишнього середовища, вихідна температура й коефіцієнт теплопередачі, використовувані в тестах, відповідають наступним значенням: $T_{\text{н.с.}} = 21^\circ\text{C}$, $T_{\text{нагр}} = 40^\circ\text{C}$, відповідно.

Зміна середньої температури зразка, тобто функція:

$$x \rightarrow \mathcal{M}(T(\cdot, \tau); \Omega_T), \text{ для } \tau \in [0, \tau_f] \quad (3.49)$$

Наведена на рис. 3.3, що також показує зміну температури у двох точках: перша точка, розташована в центрі зразка (на осі симетрії) і друга точка, на поверхні зразка, на тій же самій висоті, що й перша точка.

Ці рисунки показують, як розроблена модель підтримує неоднорідний температурний розподіл усередині робочої зони й різне поведіння у випадку із в'язкопластичними продуктами. Дана модель і числове наближення її рішення співпадає з тим, що очікується фізично.

Як видно із числових експериментів, для в'язкопластичних матеріалів, необхідно використовувати початкову температуру зразка нижчу, ніж $T_{\text{нагр}}$, і очікувати температурне збільшення як наслідок термічної обробки. Це дозволить домогтися більш однорідного процесу, уникаючи великих температурних градієнтів усередині зразка, а також значно більш високих значень температури, ніж $T_{\text{нагр}}$.

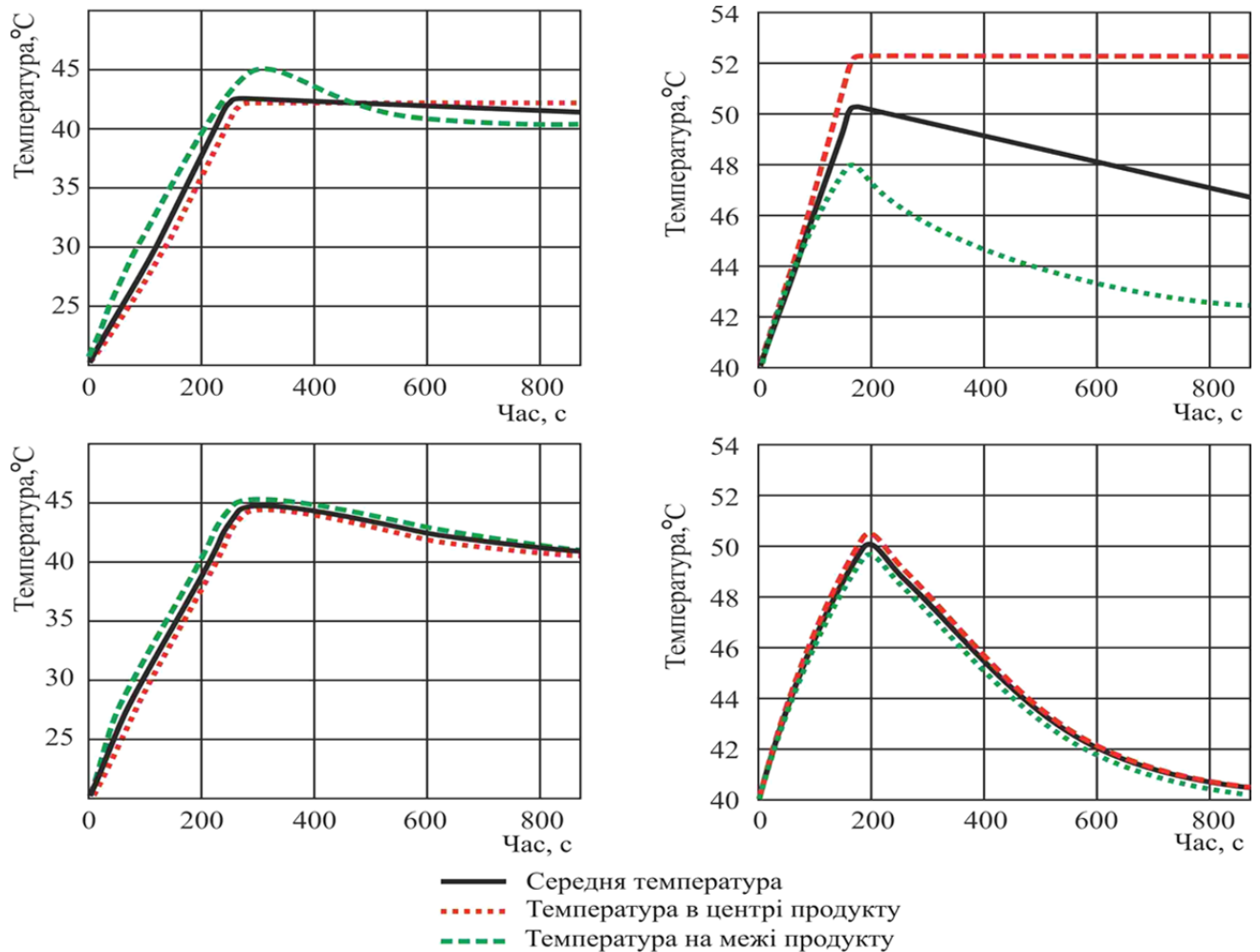


Рисунок 3.3 – Зміна середньої температури зразка (—), температури в центральній точці V_1 (-) і в граничній точці V_2 (...) під час процесів П1 (ліворуч) і П2 (праворуч) у в'язкопластичних (угорі) зразках

3.4. Дослідження математичної моделі коливного руху змішувача

3.4.1. Розробка математичної моделі. Як показує досвід, модернізація існуючих та створення нових конструкцій машин та устаткування вимагають використання фундаментальних теоретичних передумов і, зокрема, механіко-математичних методів їх формалізації для розв'язання задач аналізу та синтезу параметрів таких машин.

Якщо попередні конструкції можна було розглядати як одномірні або двомірні системи і для аналізу і синтезу їх параметрів можна було б обмежитися лише рівняннями статички й кінематики або простішими

рівняннями динаміки, наприклад диференціальними рівняннями Ньютона, то створювані нові конструкції машин треба вже розглядати як багатомірні системи і для аналізу і синтезу їх параметрів треба мати широкий комплекс більш фундаментальних механіко-математичних методів - диференціальні рівняння аналітичної механіки, методи теорії випадкових функцій, метода теорії варіаційного числення [44, 45].

При теоретичному дослідженні даної системи припускається, що момент сил опору між ексцентрично розташованими масами і контейнером пропорційний до кутової швидкості обертання дебалансів.

Для розрахунку вибираємо Декартову систему координат до якої відповідно вносимо схему досліджуваної машини.

3.4.2. Складання рівнянь руху виконавчих органів. Розроблена машина представляється математичною моделлю з 4 ступенями вільності, а саме: x - зміщення центра мас контейнера вздовж осі x ; z - зміщення центра мас контейнера вздовж осі z ; φ_1 - кут повороту контейнера навколо осі y ; φ_2 - кут повороту барабана навколо осі u .

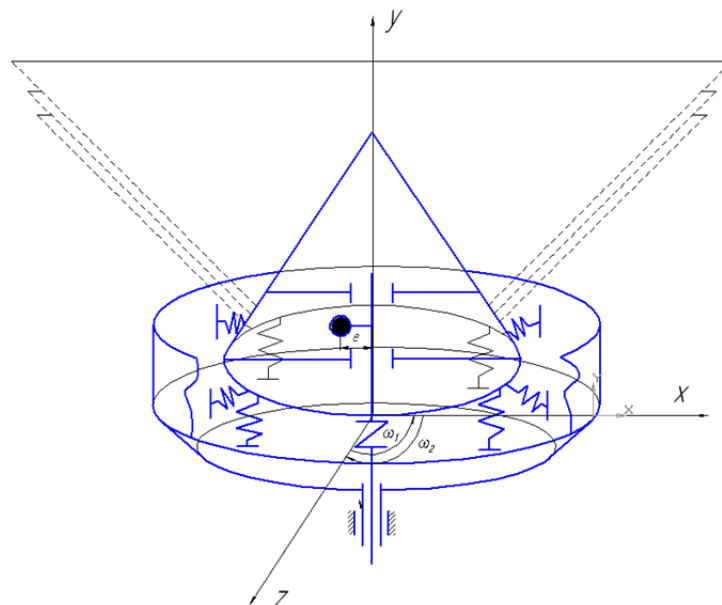


Рисунок 3.4 – Схема кінематичного аналізу коливного руху змішувача

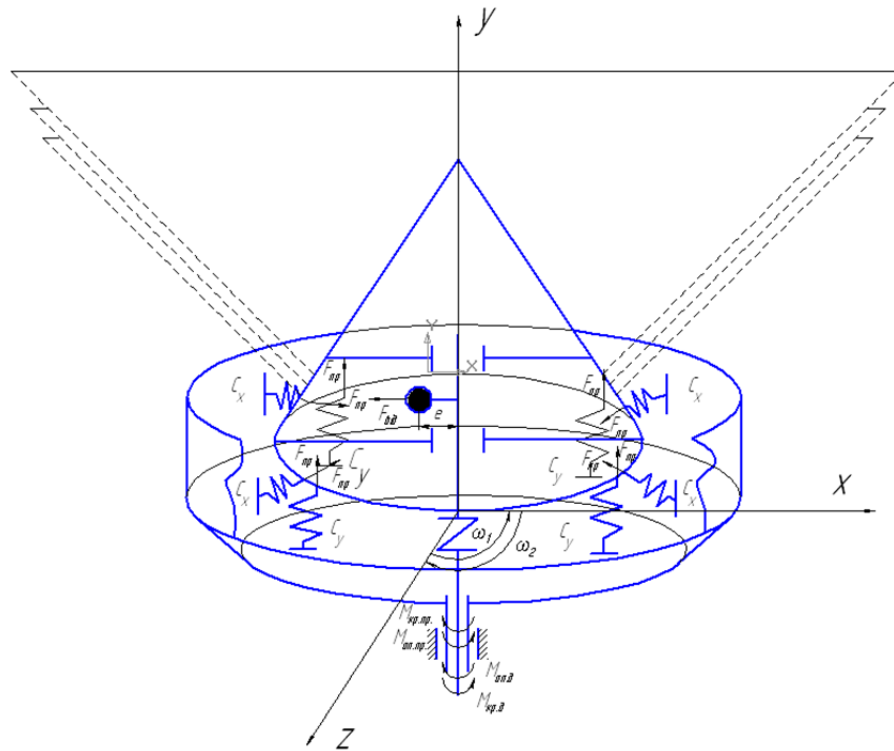


Рисунок 3.5 – Схема силового аналізу виконавчого органу змішувача

Для даної системи можна відзначити такі характерні маси:

$$m = m_1 + m_2 + m_3 \quad (3.50)$$

$$m_1 = m_{ф.е.} + m_k + m_{зав} \cdot \mu \quad (3.51)$$

$$m_2 = m_{пр.пл} \quad (3.52)$$

$$m_3 = m_{\delta} + m_{пр.в.д.} + m_{пр.в.пл.} \quad (3.53)$$

де $m_{ф.е.}$ – маса фільтраційних елементів;

m_k – маса робочого конуса;

$m_{зав}$ – маса завантаження;

$m_{пр.пл}$ – маса приводної платформи;

μ – коефіцієнт приєднаної маси завантаження [46];

m_{δ} – маса дебалансів;

$m_{пр.в.д.}$ – маса приводу дебалансів;

$m_{пр.в.пл.}$ – маса приводу приводної платформи.

При виконанні теоретичного аналізу використовуємо метод Лагранжа.

Основні складові кінетичної енергії для означених мас системи визначаємо наступним чином.

$$T_1 = \frac{1}{2} m_1 \dot{x}^2 + \frac{1}{2} m_1 \dot{z}^2 + \frac{1}{2} I_{np} \omega^2, \quad (3.54)$$

$$T_2 = \frac{1}{2} I_2 \dot{\varphi}_1^2, \quad \dot{\varphi}_1 = u \cdot \omega = const \quad (3.55)$$

$$T = T_1 + T_2 = \frac{1}{2} m_1 \dot{x}^2 + \frac{1}{2} m_1 \dot{z}^2 + \frac{1}{2} I_{np} \omega^2 + \frac{1}{2} u \cdot I_2 \omega^2, \quad (3.56)$$

де T_1 – кінетична енергія конуса;

T_2 – кінетична енергія привідної платформи ;

ω – кутова швидкість вала двигуна;

u – передаточне число клинопасової передачі.

Далі знаходимо вирази для узагальнених сил системи:

$$Q_x = F_{a^2 a \ddot{a} x} - F_{i \ddot{a} x} = m_a \omega^2 e \cos \omega \cdot t - c_x x \quad (3.57)$$

$$Q_z = F_{a^2 a \ddot{a} z} - F_{i \ddot{a} z} = m_a \omega^2 e \sin \omega \cdot t - c_z z \quad (3.58)$$

$$Q_{\varphi_1} = M_{kp} \cdot u - M_{on2}, \quad (3.59)$$

де c_x – жорсткість пружних елементів вздовж осі x ;

c_z – жорсткість пружних елементів вздовж осі z ;

e – ексцентриситет дебалансу.

Розв'язуючи основні складові рівняння Лагранжа 2-го роду та підставляючи їх в вираз отримуємо наступні рівняння руху виконавчих органів машини.

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{\partial T}{\partial \dot{q}_i} \right) - \frac{\partial T}{\partial q_i} = Q_i \quad (3.60)$$

Даний вираз встановлює зв'язок між можливим переміщенням точок механічної системи і варіацією узагальнених координат.

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{d}{dt} \left(\frac{\partial T}{\partial \dot{x}} \right) = m_1 \ddot{x} \\ \frac{d}{dt} \left(\frac{\partial T}{\partial \dot{z}} \right) = m_1 \ddot{z} \\ \frac{d}{dt} \left(\frac{\partial T}{\partial \dot{\varphi}_1} \right) = I_1 \ddot{\varphi}_1 \\ \frac{d}{dt} \left(\frac{\partial T}{\partial \dot{\varphi}_2} \right) = 0 \end{array} \right. \quad (3.61)$$

Звідки

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{\partial T}{\partial \dot{x}} = m_1 \dot{x} \\ \frac{\partial T}{\partial \dot{z}} = m_1 \dot{z} \\ \frac{\partial T}{\partial \dot{\varphi}_1} = I_1 \dot{\varphi}_1 \\ \frac{\partial T}{\partial \dot{\varphi}_2} = I_2 \dot{\varphi}_2 \end{array} \right. \quad (3.62)$$

Підставляючи значення похідних узагальнюючих сил системи, в систему рівнянь (3.60), а також враховуючи дисипативні сили опору в досліджувальній системі отримуємо наступні залежності :

$$m_1 \ddot{x} = m_a e \omega^2 \tilde{n} \cos \omega \cdot t - c_x x \quad (3.63)$$

$$m_1 \ddot{z} = m_a e \omega^2 \sin \omega \cdot t - c_z z \quad (3.64)$$

Звідки система диференціальних рівнянь Лагранжа має вигляд :

$$\left\{ \begin{array}{l} \ddot{x} + \frac{c_x}{m_1} x = \frac{m_a}{m_1} \omega^2 e \cos \omega \cdot t \\ \ddot{z} + \frac{c_z}{m_1} z = \frac{m_a}{m_1} \omega^2 e \sin \omega \cdot t \end{array} \right. \quad (3.65)$$

3.4.3 Дослідження динаміки руху виконавчих органів реактора. Розглянемо перші два рівняння системи і дослідимо її лінійні коливання.

При цьому досліджуване рівняння для координати x набуває вигляду:

$$\ddot{x} + \alpha_x \dot{x} + K_x^2 x = F_m \cos \omega t, \quad (3.66)$$

де $K_x^2 = \frac{C_x}{m_1}$ – власна частота коливань системи;

$F_m = \frac{m_a}{m_1} \omega^2 e$ – питомий модуль змушуючої сили;

$\alpha_x = \sqrt{K_x^2 - \omega^2}$ – коефіцієнт дисипації за координатою x .

$$X = \bar{X} + X^*, \quad (3.67)$$

де $\bar{X} = e^{-0.5\alpha_x t} (C_1 \cos \omega t + C_2 \sin \omega t)$ – загальний розв'язок досліджуваного рівняння;

$X^* = B_1 \sin \omega t + B_2 \cos \omega t$ – його частинний розв'язок.

Використовуючи властивості рівнянь з постійними коефіцієнтами, складаємо та розв'язуємо малу систему рівнянь.

$$\begin{aligned} -B_1 \sin \omega t - B_2 \omega^2 \cos \omega t + \alpha_x B_1 \omega \cos \omega t - \alpha_x B_2 \omega \sin \omega t + K_x^2 B_1 \sin \omega t + B_2 K_x^2 \cos \omega t = \\ = F_m \cos \omega t \end{aligned} \quad (3.68)$$

$$\begin{cases} -B_2 \omega^2 + \alpha_x B_1 \omega + B_2 K_x^2 = F_m \\ -B_1 \omega^2 - \alpha_x B_2 \omega + K_x^2 B_1 = 0 \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} B_2 (K_x^2 - \omega^2) + \alpha_x B_1 \omega = F_m \\ B_1 (K_x^2 - \omega^2) = B_2 \alpha_x \omega \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} B_1 = \frac{F_m \alpha_x \omega}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} \\ B_2 = \frac{F_m (K_x^2 - \omega^2)}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} \end{cases} \quad (3.69)$$

Тоді окремий розв'язок рівняння складає:

$$X^* = \frac{F_m}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} (\alpha_x \omega \sin \omega t + (K_x^2 - \omega^2) \cos \omega t) \quad (3.70)$$

Вираз (3.70) є лінійним диференціальним рівнянням 2-го порядку з сталими коефіцієнтами тому шуканий розв'язок представляємо як:

$$X = e^{-0.5\alpha_x t} (C_1 \cos \omega t + C_2 \sin \omega t) + \frac{F_m (\alpha_x \omega \sin \omega t + (K_x^2 - \omega^2) \cos \omega t)}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} \quad (3.71)$$

Для початкових умов $x_0 = 0$; $\dot{x}_0 = v_{x0}$ визначаємо постійні диференціювання

$$C_1 = \frac{F_m(\omega^2 - K_x^2)}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2}; \quad (3.72)$$

$$C_2 = \frac{v_{x0}}{\rho_x} - \frac{0,5F_m \alpha_x \rho_x^{-1}(K_x^2 + \omega^2)}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2}, \quad (3.73)$$

де $\rho_x = \sqrt{K_x^2 - 0,25\alpha_x^2}$ - частота власних коливань системи.

В результаті шукане рівняння руху набуває вигляду:

$$X = e^{-0,5\alpha_x t} \left[\begin{aligned} & \frac{F_m(\omega^2 - K_x^2)}{(K_x^2 - \omega^2) + \alpha_x \omega^2} \cos \rho_x t + \left(\frac{v_{x0}}{\rho_x} - \frac{0,5F_m \alpha_x \rho_x^{-1}(K_x^2 + \omega^2)}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} \right) \sin \rho_x t + \\ & + \frac{F_m(\alpha_x \omega \sin \omega t + (K_x^2 - \omega^2) \cos \omega t)}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} \end{aligned} \right] \quad (3.74)$$

Використовуючи наведену вище методику знаходимо розв'язок рівняння

$$\ddot{z} + \frac{c_z}{m_1} z = \frac{m_a}{m_1} \omega^2 e \sin \omega \cdot t \quad (3.75)$$

При цьому досліджуване рівняння набуває вигляду:

$$\frac{m_a}{m_1} \omega^2 e = F_m, \quad (3.76)$$

$$\ddot{z} + \alpha_z \dot{z} + K_z^2 z = F_m \sin \omega t, \quad (3.77)$$

де $K_z^2 = \frac{c_z}{m_1}$; $\alpha_z = \sqrt{K_z^2 - \omega^2}$.

Враховуючи попередні математичні перетворення маємо:

$$\begin{cases} -B_3 \omega^2 - \alpha_z B_4 \omega + K_z^2 B_3 = F_m \\ -B_4 \omega^2 + \alpha_z B_3 \omega + B_4 K_z^2 = 0 \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} B_3(K_z^2 - \omega^2) - B_4 \alpha_z \omega = F_m \\ B_4(K_z^2 - \omega^2) + B_3 \alpha_z \omega = 0 \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} B_3 = \frac{F_m(K_z^2 - \omega^2)}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} \\ B_4 = -\frac{F_m \alpha_z \omega}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} \end{cases} \quad (3.78)$$

В результаті шукане рівняння руху набуває вигляду:

$$Z = e^{-0,5\alpha_z t} (C_3 \cos \rho_z t + C_4 \sin \rho_z t) + \frac{F_m [(K_z^2 - \omega^2) \sin \omega t - \alpha_z \omega \cos \omega t]}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2}, \quad (3.79)$$

де $\rho_z = \sqrt{K_z^2 - 0,25\alpha_z^2}$.

Враховуючи початкові умови $Z_0 = 0$; $\dot{Z}_0 = v_{z0}$ визначаємо постійні диференціювання

$$C_3 = \frac{F_m \alpha_z \omega}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} \quad (3.80)$$

$$C_4 = \frac{v_{z0}}{\rho_z} + \frac{F_m \omega \rho_z^{-1} (0.5 \alpha_z^2 - K_z^2 + \omega^2)}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} \quad (3.81)$$

Аналогічно для незалежної координати у шукане рівняння руху складає:

$$z = e^{-0.5 \alpha_z t} \left[\frac{F_m \alpha_z \omega \cos \rho_z t}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} + \left(\frac{v_{z0}}{\rho_z} + \frac{F_m \omega \rho_z^{-1} (0.5 \alpha_z^2 - K_z^2 + \omega^2)}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} \right) \sin \rho_z t \right] + \frac{F_m [(K_z^2 - \omega^2) \sin \omega t - \alpha_z \omega \cos \omega t]}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} \quad (3.82)$$

Через розсіювання енергії у досліджуваній системі вільні коливання затухають та для встановленого режиму рівняння можна представити наступним чином:

$$X = \frac{F_m \alpha_x \omega}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} \sin \omega t + \frac{F_m (K_x^2 - \omega^2)}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} \cos \omega t \quad (3.83)$$

$$Z = \frac{F_m (K_z^2 - \omega^2) \sin \omega t}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} - \frac{F_m \alpha_z \omega \cos \omega t}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} \quad (3.84)$$

Вважаючи, що:

$$\frac{F_m \alpha_x \omega}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} = A_x \cos \varphi_x \quad (3.85)$$

$$\frac{F_m (K_x^2 - \omega^2)}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} = A_x \sin \varphi_x \quad (3.86)$$

Після певних математичних перетворень отримуємо:

$$X = A_x (\cos \varphi_x \sin \omega t + \sin \varphi_x \cos \omega t) = A_x \sin(\omega t + \varphi_x), \quad (3.87)$$

$$\text{де } \varphi_x = \arctg \left(\frac{K_x^2 - \omega^2}{\alpha_x \omega} \right)$$

Тоді складова амплітуди коливань A_x набуває вигляду:

$$A_x = \frac{F_m \sqrt{\alpha_x^2 \omega^2 + (K_x^2 - \omega^2)^2}}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} = \frac{F_m}{\sqrt{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2}} \quad (3.88)$$

Аналогічно знаходимо складову амплітуди коливань за координатою z

$$Z = A_z \cos \varphi_z \sin \omega t - A_z \sin \varphi_z \cos \omega t = A_z \sin(\omega t - \varphi_z), \quad (3.89)$$

$$\text{де } \varphi_z = \arctg\left(\frac{K_z^2 - \omega^2}{\alpha_z \omega}\right)$$

$$A_z = \frac{F_m \sqrt{\alpha_z^2 \omega^2 + (K_z^2 - \omega^2)^2}}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2} = \frac{F_m}{\sqrt{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2}} \quad (3.90)$$

Абсолютна амплітуда коливань $A = \sqrt{A_x^2 + A_z^2}$, що з врахуванням залежностей складає:

$$A = \frac{m_g}{m_1} \omega^2 e \sqrt{\frac{1}{(K_x^2 - \omega^2)^2 + \alpha_x^2 \omega^2} + \frac{1}{(K_z^2 - \omega^2)^2 + \alpha_z^2 \omega^2}} \quad (3.91)$$

Використовуючи дану залежність можна визначити інші параметри вібраційного поля для усталеного режиму, що є пропорційним амплітуді та частоті коливань, а саме:

- віброшвидкість $\vartheta = A \cdot \omega$;
- віброприскорення $a = A \cdot \omega^2$.

Потужність на привод досліджуваної машини можна визначити як:

$$N_{np} = (N_{F \max} + N_{мер}) / \gamma_{np} \quad (3.92)$$

де $N_{F \max}$ - максимальна потужність, що розвивається змушуючою силою для надання виконавчим органам коливальної системи потрібних параметрів вібрації; $N_{мер}$ - витрати потужності на тертя в опорних вузлах; γ_{np} - к.к.д. привода;

Вираз для потужності змушуючої сили N_F представлено у вигляді добутку:

$$N_F = F \cdot v \quad (3.93)$$

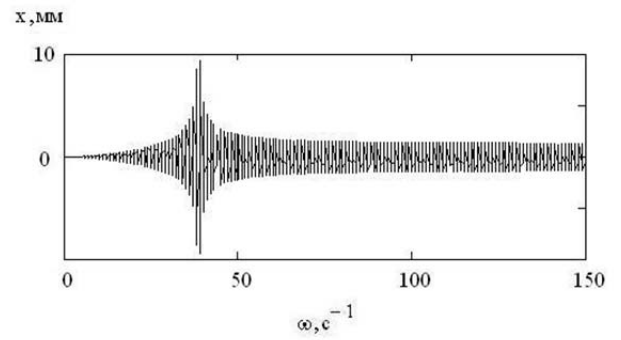
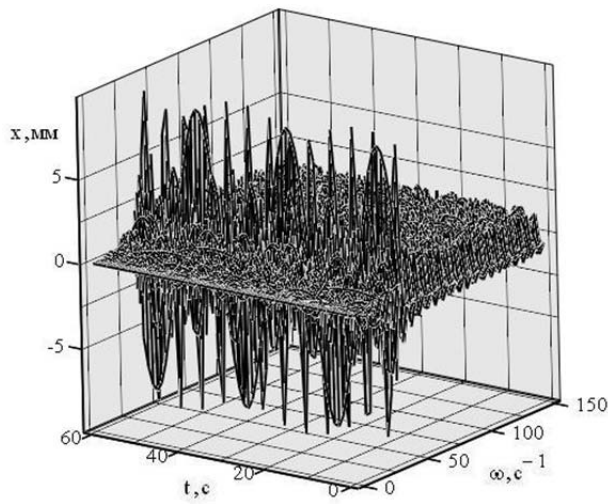
3.4.4 Аналіз основних робочих параметрів машини. Для аналізу математичної моделі та визначення графічних залежностей розробленого обладнання було вибрано математичне середовище MathCatch. В якому проводилися обрахунки та виявлення оптимальних значень амплітудно – частотних та енергетичних характеристик в залежності від кутової швидкості повороту приводного валу незрівноважених мас в інтервалі реального часу для послідуячого забезпечення мінімальних витрат [47-50].

Першочергово в даному середовищі було створено базу даних до якої були занесені значення: діапазони виміру кутової швидкості приводного валу дебалансів 150 рад/с, кутового переміщення робочого конуса навколо осі ОУ 80 рад/с та інтервал фактору часу, а також значення основних параметрів досліджуваної системи (табл. 3.1).

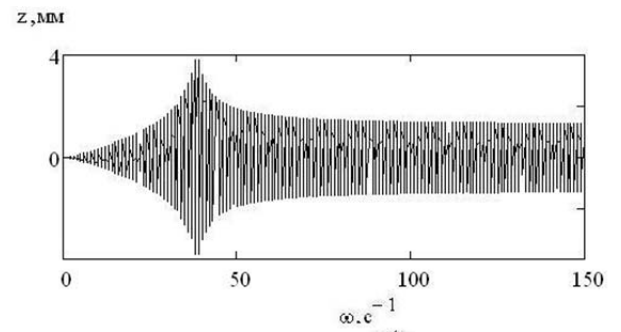
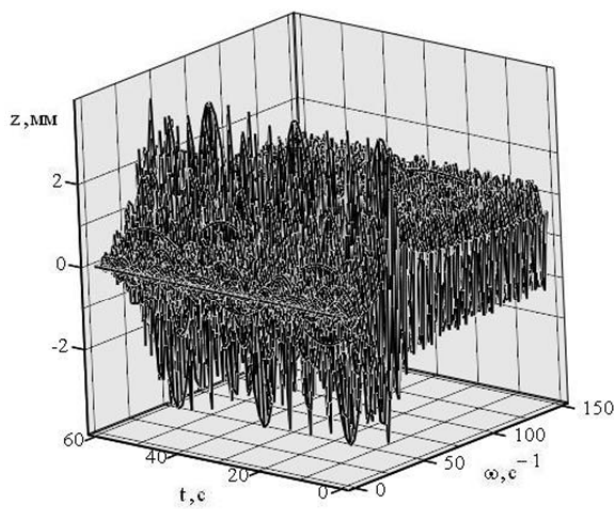
Таблиця 3.1

Чисельні значення основних параметрів досліджуваної системи з
коливаннями робочих органів

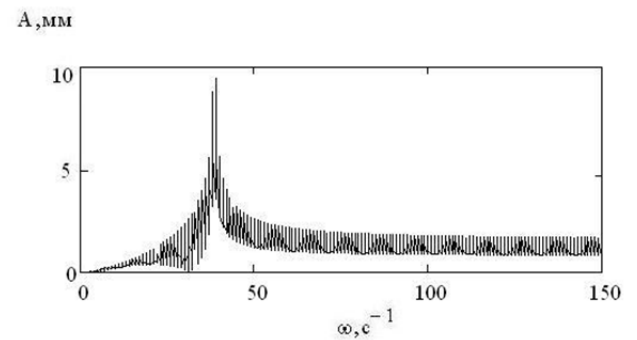
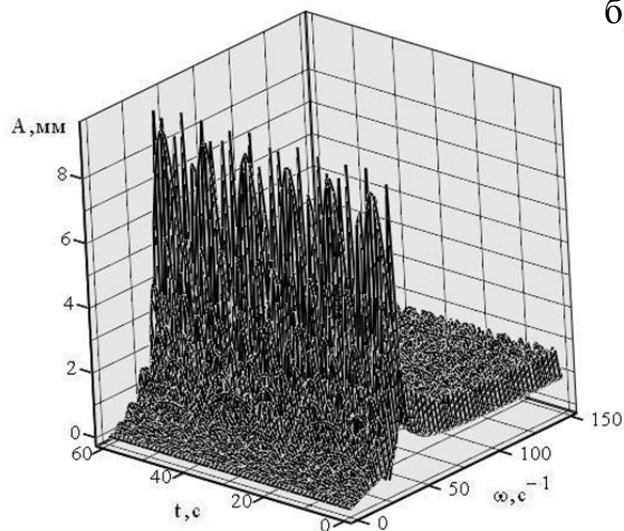
| № п/п | Показник | Тип вібраційного приводу |
|----------|--|-----------------------------|
| | | Примусовий |
| 1 | 2 | 3 |
| 1 | <i>Характерні маси системи, кг</i> | 38,3 |
| 1.1 | Загальна рухома маса, m_0 | |
| 1.2 | $m_1 = m_{ф.е.} + m_k + m_{зав} \cdot \mu$ | 10,4 |
| 1.3 | $m_2 = m_{пр.пл}$ | 18,6 |
| 1.4 | $m_3 = m_\delta + m_{пр.в.д.} + m_{пр.в.пл.}$ | 9,3 |
| 2 | <i>Характерні розміри елементів системи</i> | |
| 2.1 | Ексцентриситет приводного валу e , мм | 3 |
| 3 | Жорсткість пружних елементів C , Н/м | |
| 3.1 | по осі ОХ : C_x | 3900 |
| 3.2 | по осі ОZ : C_z | 3900 |
| 4 | Частота власних коливань контейнера k^2 , c^{-2} | |
| 4.1 | по осі ОХ : k_x | 464 |
| 4.2 | по осі ОZ : k_z | 1485 |
| 5 | Коефіцієнт дисипації α , c^{-2} | |
| 5.1 | по осі ОХ : α_x | $2\sqrt{3900 - \omega_3^2}$ |
| 5.2 | по осі ОZ : α_z | $2\sqrt{3900 - \omega_3^2}$ |



а)



б)



в)

Рисунок 3.4 – Амплітудно-частотні характеристики виконавчого органу біореактора: а, б – відповідні амплітудні складові по вісі координат x , z ; в – загальна амплітуда коливань виконавчих органів.

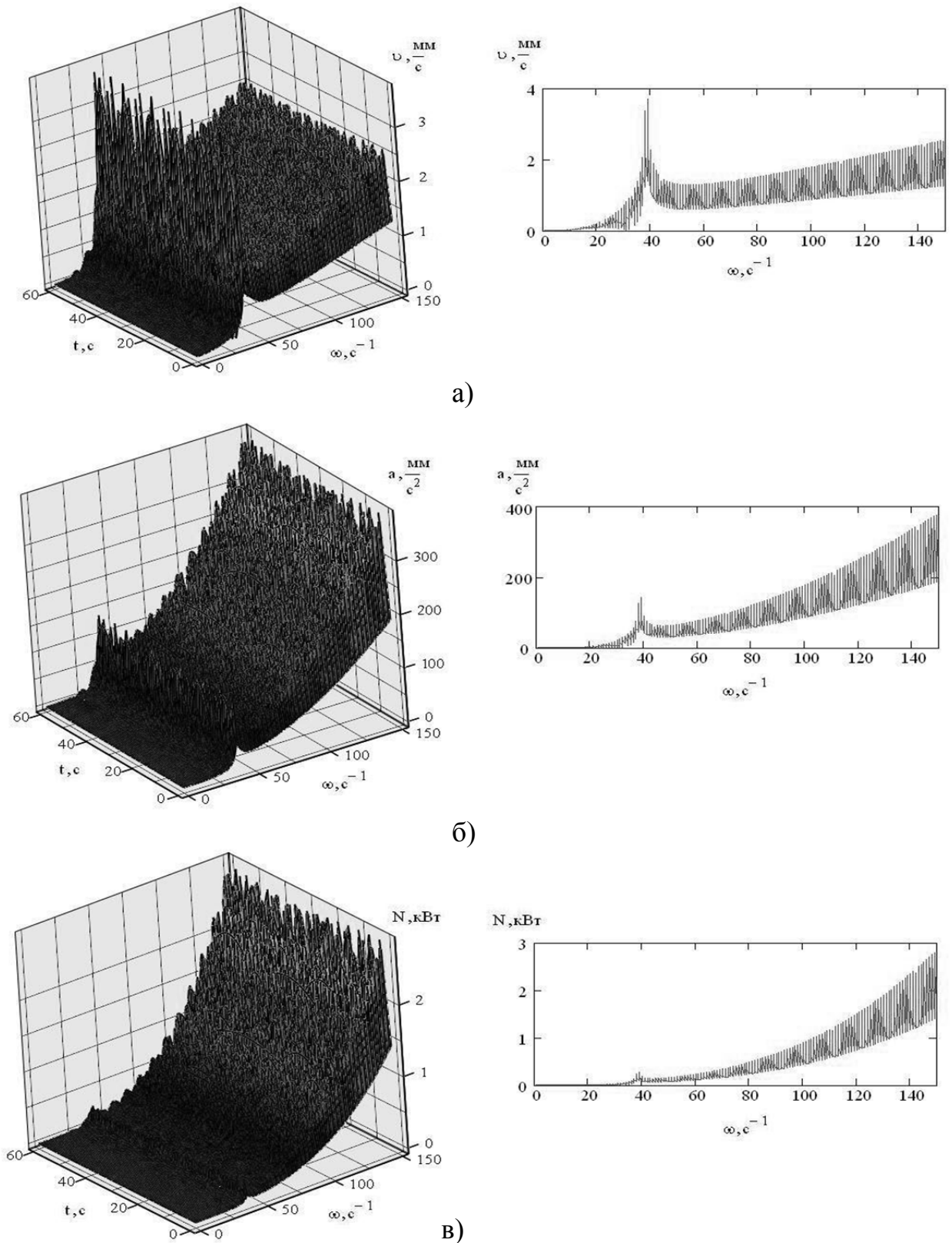


Рисунок 3.6 – Швидкісні та енергетичні характеристики виконавчого органу біореактора: а – віброшвидкість; б – віброприскорення; в – потужність

Теоретичний аналіз представлених диференційних рівнянь руху виконавчого органу біореактора його амплітудно-частотних та енергетичних характеристик виявив, що при русі спостерігається резонансний режим при 40 - 50 рад/с по осі z 10 мм, по осі x 5 мм. В результаті пікові значення сумарної амплітуди коливань спостерігають в діапазоні 40 - 50 рад/с і дорівнюють 9 мм. Аналізуючи графічну залежність віброшвидкості, віброприскорення від кутової швидкості та реального часу спостерігаються пікові значення в діапазоні 40 – 50 рад/с.

Попередні графічні залежності дали змогу визначити теоретичну поверхню розподілу потужностей на приводному реатора від кутової швидкості та часу. Аналіз амплітудно-частотних та енергетичних характеристик дає змогу обґрунтувати оптимальні робочі режими при експлуатації даної машини, що відповідає значенням амплітуди коливань $A = 10$ мм, при циклічній частоті обертання приводного вала $\omega = 80 \dots 100$ рад/с та потужності $N = 800$ Вт.

3.5 Висновки до 3 розділу

1. Кінетика біохімічних реакцій залежить від теплової, хімічної й механічної чутливості оброблюваного продукту, від тиску, температури й хімічного потенціалу. Одним з ефективних способів інтенсифікації процесу теплообміну є контактний нагрів рідкої сировини за допомогою подачі пари, що здійснює технологічний вплив на оброблювану продукцію.

2. Порівняння результатів розрахунку на ЕОМ з експериментальними даними дозволяє зробити висновок про те, що рішення задачі розрахунку температурного поля продукту на ЕОМ дає досить задовільні результати між розрахунковими і експериментальними даними.

3. В результаті аналізу виконавчого органу розробленого біореактора була складена його математична модель на основі якої було визначено траєкторії руху змішуючого пристрою. Отримано основні графічні залежності його кінематичних та енергетичних характеристик, зокрема:

амплітуда коливань, віброшвидкість, віброприскорення та потужність на приводному валу.

4. В результаті проведених теоретичних досліджень було отримано графічні залежності для амплітудно-частотних, швидкісних та енергетичних характеристик змішуючого пристрою та встановлено його попередні режими роботи: частота обертання приводного валу $\omega = 110-120$ рад/с; амплітуда коливань $A = 2,0-2,2$ мм; віброшвидкість $v = 0,25-0,28$ м/с; віброприскорення в межах $a = 3-3,5$ м/с²; інтенсивність коливань $I = 60...80$ м²/с³. При даних параметрах за 25-40 секунд однорідність вихідної суміші становить 96-98 %, а споживана потужність сягає $N = 1250$ Вт.

РОЗДІЛ 4

ФУНКЦІОНАЛЬНО-ВАРТІСНИЙ АНАЛІЗ ТА ЕКОНОМІЧНА
ЕФЕКТИВНІСТЬ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ

4.1. Функціонально-вартісний аналіз розробки.

Для прийняття раціонального та обґрунтованого рішення доцільно використовувати функціонально-вартісний аналіз (ФВА), що об'єднує різні методи колективного аналізу систем, творчого пошуку, оптимізації та вибору рішень [51].

ФВА базується на системному дослідженні структури функцій об'єкту, співставленні їх корисності та вартості реалізації з метою забезпечення необхідної корисності системи при мінімально можливих сукупних затратах. Отже, прийняття рішень при ФВА здійснюється на основі двох критеріїв – корисності та вартості.

Структурний аналіз технічних і виробничих систем дозволяє виявити диспропорції в розвитку окремих складових, неузгодженість параметрів і взаємодії елементів, що суттєво може впливати на кінцеві показники функціонування системи в цілому [52].

Функціональна модель відображає впорядковану сукупність функцій системи і зв'язки між ними, що реалізуємо за допомогою методу аналізу функцій fast (functional analysis system technique), використовуючи різні тестові запитання (що? Навіщо? Як? Коли? Тощо). Наприклад для побудови функціональної моделі технологічного процесу зручно використовувати запитання: „що необхідно для здійснення функції і навіщо здійснюється дана функція ?” (рис. 4.1).

Структуризація і аналіз функцій передбачають виділення головної функції, що передбачає мету і призначення системи, основних функцій, без яких не може бути виконана головна, а також допоміжних і надлишкових. Функціонально-вартісний аналіз проводимо для однієї із найбільш розповсюджених серед досліджуваних операцій – для процесу приготування біогазу.

Для подальшого вибору шляхів проектування системи визначали основні корисні функції (операції), які вона повинна відпрацьовувати при роботі, класифікували функції системи (табл. 4.1).

Проведення ФВА базується на співвідношенні двох критеріїв: корисності та вартості. Коефіцієнт корисності визначали шляхом побудови матриці пріоритетів (табл. 4.2) за відомою методикою розрахунку.

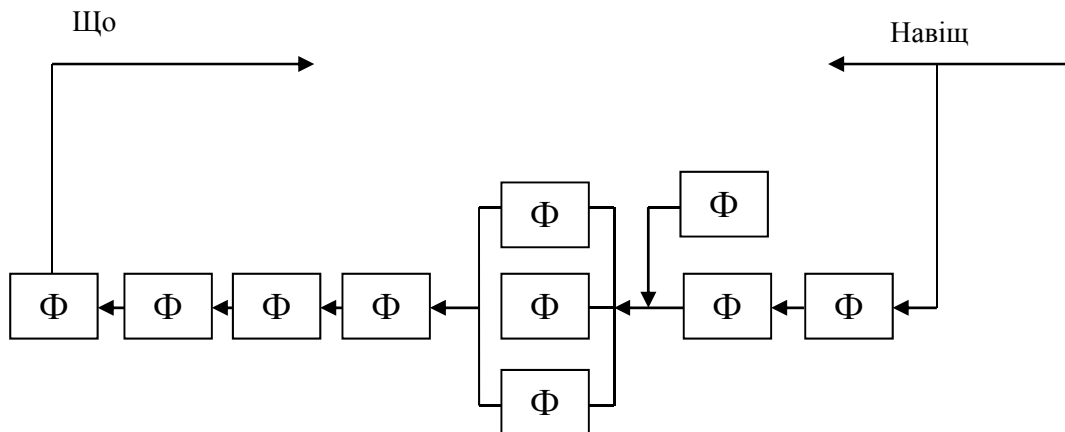


Рисунок 4.1 – Функціональна модель процесу виробництва біогазу: Ф0 – подача сировини; Ф1 – попередня підготовка сировини; Ф2 – подача домішок; Ф3 – попереднє змішування; Ф4 – електроліз; Ф5 – основне змішування; Ф6 – вивантаження; Ф7 – фасування; Ф8 – пакування

Для подальшого вибору шляхів проектування системи визначали основні корисні функції (операції), які вона повинна відпрацьовувати при роботі, класифікували функції системи (табл. 4.2).

Проведення ФВА базується на співвідношенні двох критеріїв: корисності та вартості. Коефіцієнт корисності визначали шляхом побудови матриці пріоритетів (табл. 4.3) за відомою методикою розрахунку.

При попарному порівнянні функцій у відповідних комірках матриці проставляють коефіцієнти переваг. Якщо при попарному порівнянні стрічка має перевагу над стовпчиком, то коефіцієнт переваг приймають рівним 1.5, при їх однаковій значущості – 0.5, а при меншій – 1. Найбільш суттєво на величину енерговитрат на процес активної генерації біогазу впливають операція активного змішування.

Класифікація функцій системи для виробництва біогазу

| № п/п | Назва операції | Характер | Властивість |
|-------|------------------------------------|----------------------|-------------|
| 1. | Ф0 - Подача сировини | Зовнішня головна | Корисна |
| 2. | Ф1 - Попередня підготовка сировини | Внутрішня основна | Корисна |
| 3. | Ф2 - Подача домішок | Внутрішня основна | Корисна |
| 4. | Ф3 - Попереднє змішування | Внутрішня основна | Корисна |
| 5. | Ф4 - Електроліз | Внутрішня основна | Корисна |
| 6. | Ф5 - Основне змішування | Внутрішня основна | Корисна |
| 7. | Ф6 - Вивантаження | Внутрішня другорядна | Нейтральна |
| 8. | Ф7 - Фасування | Зовнішня другорядна | Нейтральна |
| 9. | Ф8 - Пакування | Зовнішня другорядна | Нейтральна |

Таблиця 4.2

Матриця пріоритетів для виробництва біогазу

| № п/п | Назва операції | Номер функції | | | | | | | | Сума | P _{i,j} | Коеф. корисності i | Ранг |
|-------|------------------------------------|---------------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|------|------------------|--------------------|------|
| | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | | | | |
| 1. | Ф0 - Подача сировини | 1 | 0,5 | 1 | 1 | 1 | 0,5 | 0,5 | 0,5 | 6 | 49,75 | 0,099799 | 6 |
| 2. | Ф1 - Попередня підготовка сировини | 1,5 | 1 | 0,5 | 0,5 | 0,5 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 8,5 | 64,75 | 0,12989 | 2 |
| 3. | Ф2 - Подача домішок | 1,5 | 1,5 | 1 | 0,5 | 0,5 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 9,5 | 73,75 | 0,147944 | 1 |
| 4. | Ф3 - Попереднє змішування | 1,5 | 1,5 | 0,5 | 1 | 0,5 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 9,5 | 73,75 | 0,147944 | 1 |
| 5. | Ф4 - Електроліз | 1,5 | 1,5 | 0,5 | 0,5 | 1 | 1,5 | 1,5 | 1,5 | 9,5 | 73,75 | 0,147944 | 1 |
| 6. | Ф5 - Основне змішування | 0,5 | 0,5 | 1 | 1 | 1 | 1 | 0,5 | 0,5 | 6 | 51,5 | 0,10331 | 5 |
| 7. | Ф6 - Вивантаження | 0,5 | 1 | 1 | 1 | 1 | 0,5 | 1 | 0,5 | 6,5 | 54 | 0,108325 | 4 |
| 8. | Ф7 - Фасування | 1 | 1 | 1 | 1 | 1 | 0,5 | 0,5 | 1 | 7 | 57,25 | 0,114845 | 3 |
| | Всього | | | | | | | | | | 498,5 | | |

Витрати при ФВА виступають як плата за корисність. Узагальнюючий критерій витрат при проектуванні технічних чи виробничих систем враховує витрати на всіх етапах життєвого циклу системи, для оцінки яких будують матрицю витрат (табл. 4.3), з якої визначають коефіцієнт витрат.

Таблиця 4.3

Матриця витрат

| № п/п | Назва операції | Витрати | | Сума витрат | Коеф. витрат | Ранг |
|-------|------------------------------------|---------|--------|-------------|--------------|------|
| | | Прямі | Експл. | | | |
| 1. | Ф0 - Подача сировини | 2,1 | 2,5 | 4,6 | 0,00434783 | 3 |
| 2. | Ф1 - Попередня підготовка сировини | 3,2 | 3,6 | 6,8 | 0,00642722 | 5 |
| 3. | Ф2 - Подача домішок | 1,5 | 2,2 | 3,7 | 0,00349716 | 2 |
| 4. | Ф3 - Попереднє змішування | 1,1 | 1,8 | 2,9 | 0,00274102 | 1 |
| 5. | Ф4 - Електроліз | 1,5 | 2,3 | 3,7 | 0,00349716 | 2 |
| 6. | Ф5 - Основне змішування | 3,6 | 3,9 | 7,5 | 0,00708885 | 7 |
| 7. | Ф6 - Вивантаження | 3,5 | 3,8 | 7,3 | 0,00689981 | 6 |
| 8. | Ф7 - Фасування | 2,5 | 2,8 | 5,3 | 0,00500945 | 4 |
| | Всього | - | - | 41,8 | - | - |

Специфічною процедурою проведення ФВА є побудова функціонально-вартісної діаграми (ФВД), яка є графічним зображенням співвідношення між значущістю функцій і затратами на їх реалізацію. Побудова ФВД здійснюється з метою виявлення невідповідності затрат у відношенні до корисності (рис. 4.2).

Остаточне рішення приймаємо із графіка функціонально-вартісного показника.

Побудова ФВП є графічне відображення співвідношення між критерієм і рангом функції (рис. 4.3) з метою визначення технологічної операції, удосконалення якої забезпечить мінімізацію енергоємності технологічного процесу.

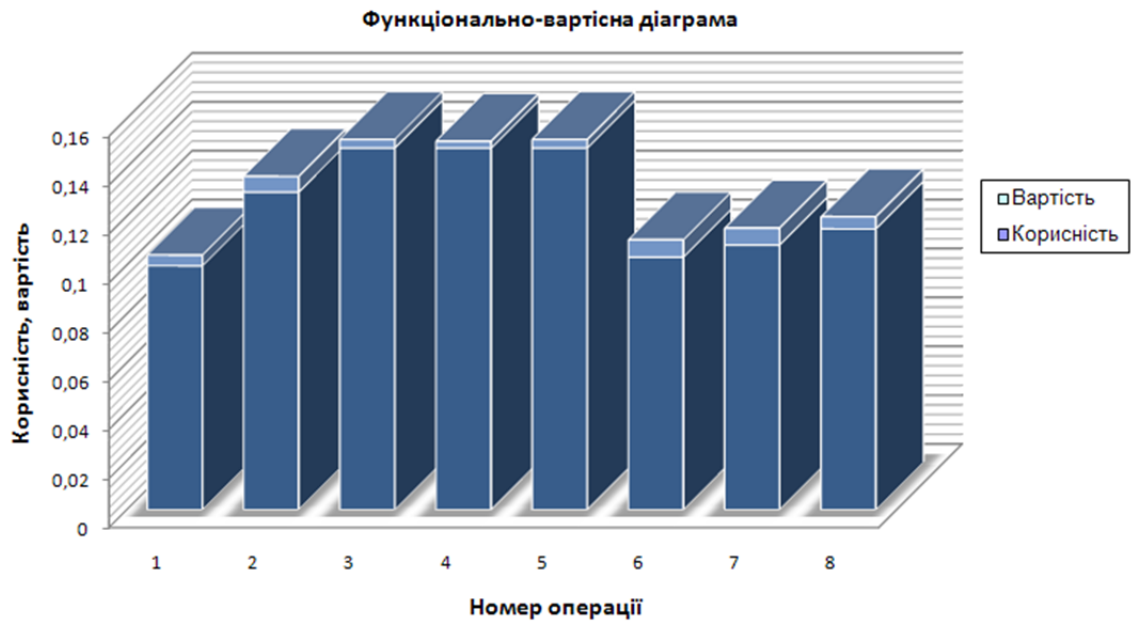


Рисунок 4.2 – Функціонально-вартісна діаграма процесу виробництва біогазу: 0 – подача сировини; 1 – попередня підготовка сировини; 2 – подача домішок; 3 – попереднє змішування; 4 – електроліз; 5 – основне змішування; 6 – вивантаження; 7 – фасування; 8 – пакування

Таблиця 4.4

Функціонально-вартісний показник процесу виробництва біогазу

| № | Назва операції | Коеф. корисності | Коеф. витрат | ФВП | Ранг |
|---|------------------------------------|------------------|--------------|-------|------|
| 1 | Ф0 - Подача сировини | 0,0997 | 0,0043 | 0,095 | 7 |
| 2 | Ф1 - Попередня підготовка сировини | 0,1298 | 0,0064 | 0,123 | 3 |
| 3 | Ф2 - Подача домішок | 0,1479 | 0,0034 | 0,144 | 2 |
| 4 | Ф3 - Попереднє змішування | 0,1479 | 0,0027 | 0,145 | 1 |
| 5 | Ф4 - Електроліз | 0,1479 | 0,0034 | 0,144 | 2 |
| 6 | Ф5 - Основне змішування | 0,1033 | 0,0070 | 0,096 | 6 |
| 7 | Ф6 - Вивантаження | 0,1083 | 0,0068 | 0,101 | 5 |
| 8 | Ф7 - Фасування | 0,1148 | 0,0050 | 0,109 | 4 |



Рисунок 4.3 – Функціонально-вартісний показник процесу виробництва біогазу: 0 – подача сировини; 1 – попередня підготовка сировини; 2 – подача домішок; 3 – попереднє змішування; 4 – електроліз; 5 – основне змішування; 6 – вивантаження; 7 – фасування; 8 – пакування

В ході проведення ФВА технології виробництва біогазу було встановлено, що інтенсифікація означеного процесу раціонально буде досягнуто шляхом удосконалення технології бродіння субкомпонентів, а саме заміною існуючої схеми природнього зброджування на високоінтенсивний комплексний обробіток вхідних компонентів за рахунок використання віброфізичного впливу.

4.2 Техніко-економічний аналіз розробки.

4.2.1 Порівняльний аналіз розробленого обладнання. Одним з прогресивних напрямів інтенсифікації процесу виробництва біогазу є удосконалення та розробка обладнання для активного збродження біомаси. Ефективним виявилася розробка комплексного високоінтенсивного біореактора, яка дозволяє економно використовувати енергоносії та інтенсифікувати процес генерації газу.

У даному дипломному проєкті проводиться розробка нової біогазової установки. Проведена розробка забезпечила значне збільшення газової суміші [52, 53].

Завершальним етапом техніко-технологічних розробок є економічний ефект від розробки нового обладнання.

Оцінка економічної ефективності впровадження проєктної розробки полягає у порівняльному аналізі розробленого біогазового реактора з базовим варіантом. При цьому розглянемо вихідні дані – технічні характеристики яких наведені в таблиці 4.5.

Таблиця 4.5

Порівняльна характеристика біогазових реакторів

| Показники | Одиниці виміру | біореактор | | Відхилення ± |
|--|---------------------|------------|-------|--------------|
| | | базова | нова | |
| Продуктивність | м ³ /Год | 700 | 900 | +1000 |
| Потужність електродвигунів, кВт | кВт | 7,0 | 4,5 | -1,5 |
| Габаритні розміри: | мм | | | |
| довжина | | 1512 | 1000 | -512 |
| ширина | | 1465 | 1000 | -465 |
| висота | | 520 | 1500 | +980 |
| Маса обладнання | кг | 722 | 700 | -22 |
| Строк служби | років | 12 | 15 | +3 |
| Вартість | грн. | 40000 | 80000 | +40000 |
| Експлуатаційні витрати машини | грн. | 16860 | 14320 | -2540 |
| Експлуатаційні витрати машини в перерахунку на одиницю продукції | грн./т | 3,78 | 2,6 | -1,18 |

4.2.2 Визначення виробничих витрат

Виробничі витрати за формулою:

$$З = З_c + З_з + З_{ам} + З_p + Н_p, \quad (4.1)$$

де $З_c$ – затрати на сировину, грн.;

$З_з$ – заробітна плата, грн.,

$З_{ам}$ – амортизаційні витрати, грн.,

$З_p$ – затрати на ремонт і ТО, грн.,

$Н_p$ – накладні витрати, грн.

Затрати на сировину за формулою:

$$З_c = \sum_{i=1}^n (Q_i C_i) \quad (4.2)$$

де Q – витрати сировини, $Q=63800000$ кг/рік – середні витрати

C – вартість сировини, $C=12,40$ грн/кг.

Звідки:

$$З_c = 63800000 \text{ кг/рік} \times 12,40 \text{ грн./кг} = 791120000 \text{ (грн/рік)}. \quad (4.3)$$

Затрати на заробітну плату обслуговуючому персоналу:

$$З_з = З_{з.ср.} \cdot z \cdot M + 0,52 (З_{з.ср.} \cdot z \cdot M), \quad (4.4)$$

де $З_{з.ср.}$ – середньорічна заробітна плата, грн., $З_{з.ср.} = 950$ грн/міс.

z – число робітників, зайнятих на лінії, $z=4$;

M – число місяців роботи установки, $M=12$;

$0,52$ – норма нарахування на зарплату.

Тоді:

$$З_з = 950 \times 4 \times 12 + 0,52 (950 \times 4 \times 12) = 69312 \text{ (грн.)} \quad (4.5)$$

Норму амортизаційних відрахувань (%) для машини визначаємо за формулою:

$$З_{ам} = 0,01 \sum_{n=1}^n H_{мі} B_{мі}, \quad (4.6)$$

де $H_{мі}$ – норма амортизаційних відрахувань для машини, %; $H_{мі} = 15\%$;

$B_{мі}$ – балансова вартість машини, грн.; $B_{мі} = 40000$ грн.

$$З_{амб} = 0,01 \times 15 \times 40000 = 6000 \text{ (грн)} \quad (4.7)$$

$$З_{амм} = 0,01 \times 15 \times 80000 = 12000 \text{ (грн)} \quad (4.8)$$

Затрати на електроенергію визначаємо за формулою:

$$Z_{\text{ел}} = E \cdot C_E, \quad (4.9)$$

де E – кількість електроенергію, що витрачається на роботу установки кВт/рік; $E = 185020$ кВт/рік.

C – ціна 1 кВт електроенергії, $C=0,50$ грн./кВт.

Підставимо значення у формулу:

$$Z_{\text{ел}} = 185020 \text{ кВт/рік} \times 0,50 \text{ грн./кВт} = 92510 \text{ (грн/рік)} \quad (4.10)$$

Після впровадження в дію нової машини витрати на електроенергію залишилися на рівні базисного варіанту.

Витрати на ремонт базисного та розробленого варіантів розрахуємо за формулою:

$$Z_p = N_{\text{рем}} \times B_M, \quad (4.11)$$

де $N_{\text{рем}}$ – норма амортизаційних витрат на ремонт, $N_{\text{рем}} = 20\%$.

Будемо вважати, що після модернізації норма амортизаційних витрат становитиме $N_{\text{рем}} = 15\%$.

Звідки:

$$Z_{\text{рб}} = 0,01 \times 20 \times 40000 = 8000 \text{ (грн.)}, \quad (4.12)$$

$$Z_{\text{рм}} = 0,01 \times 20 \times 80000 = 16000 \text{ (грн.)}, \quad (4.13)$$

Накладні витрати:

$$N_p = (0,03 \dots 0,08) Z_{\text{пр}}, \quad (4.14)$$

де $Z_{\text{пр}}$ – приведені затрати.

Приведені затрати розраховуються за формулою:

$$Z_{\text{пр}} = Z_c + Z_z + Z_{\text{ам}} + Z_{\text{ен}} + Z_p \quad (4.15)$$

$$Z_{\text{прб}} = 791120000 + 69312 + 92510 + 6000 + 8000 = 791295822 \text{ (грн.)} \quad (4.16)$$

$$Z_{\text{прм}} = 791120000 + 69312 + 92510 + 2000 + 16000 = 791309822 \text{ (грн.)} \quad (4.17)$$

Тоді накладні витрати розраховуємо за формулою:

$$N_{\text{рб}} = 0,06 \times 791295822 = 47477749 \text{ (грн.)} \quad (4.18)$$

$$N_{\text{рм}} = 0,06 \times 791309822 = 47478589 \text{ (грн.)} \quad (4.19)$$

Виробничі витрати визначимо за формулою:

$$Z_6 = 791120000 + 69312 + 92510 + 6000 + 8000 + 47477749 = 838773571 \text{ (грн)} \quad (4.16)$$

$$Z_M = 791120000 + 69312 + 92510 + 2000 + 16000 + 47478589 = 838788411 \text{ (грн)} \quad (4.16)$$

Далі проведемо визначення виробничої собівартості одиниці виробленої підприємством продукції:

$$C_{пр} = Z / n \quad (4.20)$$

де $n_б$ – кількість продукції, що виробляється на базовій лінії, $n = 53592000$ кг/рік; $n_м$ – кількість продукції, що виробляється на модернізованій лінії, $n = 63800000$ кг/рік.

$$C_{прб} = 838773571 / 53592000 = 15,65 \text{ (грн.)} \quad (4.21)$$

$$C_{прм} = 838788411 / 63800000 = 13,15 \text{ (грн.)} \quad (4.22)$$

4.2.3 Визначення чистого прибутку

Чистий прибуток проводимо за формулою:

$$\Pi = V_{реал} - Z \quad (4.23)$$

де $V_{реал}$ – виручка від реалізації продукції, розраховується за формулою:

$$V_{реал} = C \times n \quad (4.24)$$

де C – ціна одного м³ газу, $C = 1,6$ грн/кг.

для базової моделі:

$$V_{реал.б} = 1,650 \times 53592000 \text{ кг/рік} = 88426800 \text{ (грн)} \quad (4.25)$$

$$V_{реал.м} = 1,650 \times 63800000 \text{ кг/рік} = 105270000 \text{ (грн)} \quad (4.26)$$

тоді прибуток:

$$\Pi_б = 88426800 - 838773571 = 45494429 \text{ (грн.)} \quad (4.27)$$

$$\Pi_м = 105270000 - 838788411 = 213911585 \text{ (грн.)} \quad (4.28)$$

Рівень рентабельності розраховуємо, як відношення чистого прибутку до сумарних затрат:

$$P = \frac{\Pi}{Z} \times 100 \quad (4.29)$$

$$P_б = 45494429 \times 100 / 838773571 = 5,4 \% \quad (4.30)$$

$$P_м = 213911585 \times 100 / 838788411 = 10,5 \% \quad (4.31)$$

Річний економічний ефект:

$$E_p = \Delta \Pi - E_n \times K_M, \quad (4.32)$$

де $\Delta \Pi$ – приріст прибутку від реалізації продукції при використанні модернізованої установки:

$$\Delta\Pi = \Pi_M - \Pi_6, \quad (4.33)$$

де Π_M – прибуток від реалізації продукції модернізованої установки, грн.;

Π_6 – прибуток від реалізації продукції базисної установки, грн.;

E_{Π} – нормативний коефіцієнт окупності, $E_{\Pi} = 0,2$;

K_M – питомі капіталовкладення у виробництво продукції.

Приріст прибутку від реалізації продукції розробленого реактора визначаємо за формулою:

$$\Delta\Pi = 213911585 - 45494429 = 168417156 \text{ (грн.)}. \quad (4.34)$$

Питомі капіталовкладення у виробництво продукції при розробці реактора:

$$K_M = B_{MM} - B_{M6} \quad (4.35)$$

$$K_M = 80000 - 40000 = 40000 \text{ (грн.)}. \quad (4.36)$$

Річний економічний ефект:

$$E_p = 168417156 - 2 \times 40000 = 168337156 \text{ (грн.)}$$

Термін окупності капіталовкладень, років:

$$T_M = \frac{K_M}{E_p} \quad (4.37)$$

Термін окупності складає:

$$T_M = \frac{40000}{168337156} = 0,25 \text{ років} \quad (4.38)$$

Тобто 0,25 року становить 3 місяці.

Отже термін окупності становить 3 місяці.

Отримані розрахункові дані економічної ефективності модернізації біореактора зведемо в таблицю 4.6.

Економічна ефективність проекту

| Показники | Для базисного варіанту | Для модернізованого | Відхилення, ± |
|--|------------------------|---------------------|---------------|
| Балансова вартість біореактора, грн. | 80000 | 50000 | +40000 |
| Собівартість 1 м ³ , грн. | 2,5 | 1,6 | -2,5 |
| Виручка від реалізації продукції, тис. грн. | 884268 | 1052700 | +168432 |
| Прибуток від реалізації продукції, тис. грн. | 45494 | 213911 | +168417 |
| Рівень рентабельності, % | 5,4 | 10,5 | +5,1 |
| Річний економічний ефект, тис. грн. | 168337 | | |
| Термін окупності, місяців | 3 | | |

При збільшенні ємкості робочої камери, а також кількості машин даного класу можна значно підвищити ефективність впровадження розробленої механіко-технологічної дії.

4.3. Висновки до 4 розділу

1. В ході проведення функціонально-вартісного аналізу досліджуваної технології було встановлено, що інтенсифікація процесу виробництва біогазу найбільш раціонально буде досягнуто шляхом впровадження комбінованого вібраційного та термофізичного впливу на сировину.

2. Розроблений біореактор переважає існуючі за узагальненими показниками двох видів, що стало можливим завдяки застосування комплексного обертового, коливного руху змішувального пристрою та застосування електрогідролізного каталізатора процесу.

3. За результатами оцінки економічної ефективності досліджуваного обладнання виявилось, що порівняно з базовим розроблений біогазовий реактор забезпечує значну інтенсифікацію генерування горючої суміші газів за умови зниження енергоємності досліджуваного процесу.

ВИСНОВКИ

1. В результаті аналізу основних напрямків розвитку науки і техніки щодо інтенсифікації процесу виробництва біогазу обґрунтовано перспективну технологічну схему означеного виробництва при використанні активних біореакторів та встановлено основні параметри, що характеризують динаміку генерації та склад отриманої суміші газів, кінцеву характеристику супутніх продуктів.

2. На основі проведеного аналізу основних конструкцій машин були сформульовані основні чинники, що обумовлюють вибір біогазових реакторів.

3. Обґрунтовано технологічну схему реактора для виробництва біогазу, яка відзначається удосконаленням схеми віброзбудження. Окрім того, запропонована конструкція забезпечує активне анаеробне збродження біомаси за рахунок застосування вертикального віброперемішуючого пристрою-розпушувача з кільцевими термоелементами та електрогідролізним активатором.

4. Представлений реактор поєднує комплексний фізико-механічний вплив на оброблюваний матеріал, зокрема коливальний рух виконавчого органу, що дозволяє значно інтенсифікувати обробку сировини в спектрі перемішування рідких технологічних мас.

5. Встановлено, що кінетика біохімічних реакцій залежить від теплової, хімічної й механічної чутливості оброблюваного продукту, від тиску, температури й хімічного потенціалу. Одним з ефективних способів інтенсифікації процесу теплообміну є контактний нагрів рідкої сировини за допомогою подачі пари, що здійснює технологічний вплив на оброблювану продукцію.

6. В результаті аналізу виконавчого органу розробленого біореактора була складена його математична модель на основі якої було визначено траєкторії руху змішуючого пристрою. Отримано основні графічні залежності його кінематичних та енергетичних характеристик, зокрема: амплітуда коливань, віброшвидкість, віброприскорення та потужність на приводному валу.

7. В результаті проведених теоретичних досліджень було отримано графічні залежності для амплітудно-частотних, швидкісних та енергетичних характеристик змішуючого пристрою та встановлено його попередні режими роботи: частота обертання приводного валу $\omega = 110-120$ рад/с; амплітуда коливань $A = 2,0-2,2$ мм; віброшвидкість $v = 0,25-0,28$ м/с; віброприскорення в межах $a = 3-3,5$ м/с²; інтенсивність коливань $I = 60-80$ м²/с³. При даних параметрах за 25-40 секунд однорідність вихідної суміші становить 96-98 %, а споживана потужність сягає $N = 1250$ Вт.

8. В ході проведення функціонально-вартісного аналізу досліджуваної технології було встановлено, що інтенсифікація процесу виробництва біогазу найбільш раціонально буде досягнуто шляхом впровадження комбінованого вібраційного та термофізичного впливу на сировину.

9. Розроблений біореактор переважає існуючі за узагальненими показниками двох видів, що стало можливим завдяки застосуванню комплексного обертального, коливного руху змішувального пристрою та застосування електрогідролізного каталізатора процесу.

10. За результатами оцінки економічної ефективності досліджуваного обладнання виявилось, що порівняно з базовим розроблений біогазовий реактор забезпечує значну інтенсифікацію генерування горючої суміші газів за умови зниження питомих енерговитрат досліджуваного процесу.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Баадер В. Биогаз. Теория и практика / В. Баадер, Е. Доне, М. Бренидерферю. – М. : Колос, –1982. – 148 с.
2. Бурдейний Д. М. Підвищення ефективності біогазових установок / Д.М. Бурдейний, В.І. Шаталов // Збірник наукових праць ІМТ УААН «Механізація, екологізація та конвертація біосировини у тваринництві». – 2099. – № 1 (3,4). – С. 323 – 328.
3. Вербицький П. Вимоги Європейського Союзу до переробки відходів тваринного походження / П. Вербицький, В. Влізло // Ветеринарна медицина України. – 2008. – № 6. – С. 24 – 26.
4. Волошин М.Д. Дослідження процесів виділення біогазу з осадів стічних вод і свинячого гною / М.Д. Волошин, К.О. Клевцов, Н.В. Клевцова // Вопросы химии и химической технологии. – 2006. – № 5. – С. 117 – 120.
5. Гелетуха Г. Перспективи розвитку технологій отримання біогазу в Україні / Г. Гелетуха, С. Кобзар, К. Копейкін // Зелена енергетика. – 2001. – № 3. – С. 12 – 14.
6. Друкований М.Ф. Дослідження розчинення мінералу в біологічних добривах / М.Ф. Друкований, Л.В. Дишкант // Матеріали IV Міжнародної науково-технічної конференції «Земля України – потенціал продовольчої, енергетичної та екологічної безпеки держави». – Вінниця,– 2014. – Том 2.
7. Друкований М.Ф. Комплекс біотехнологій – основа розвитку аграрного сектору України / М.Ф. Друкований, Л.В. Дишкант // Міжвідомчий тематичний науковий збірник XIV Міжнародна науково-технічна конференція «Сучасні проблеми землеробської механіки», присвячена пам'яті академіка П.М. Василенка. – Глеваха, 2013. – Випуск 98. – Том 2. – С. 145 – 151.
8. Друкований М.Ф. Основні напрямки розвитку, виробництва та використання біологічних палив у світі / М.Ф. Друкований, Л.В. Дишкант, І.М. Алексевич // Науково-технічний збірник «Сучасні технології, матеріали і конструкції в будівництві». – 2013. – Том 15. – №2. – С. 123 – 127.

9. Друкований М.Ф. Отримання високоякісних органічних добрив шляхом розчинення кальцієвмісної породи в біомасі / М.Ф. Друкований, О.С. Яремчук, Л.В. Дишкант, Н.Ф. Дорошкевич // Збірник наукових праць ВНАУ. Серія: Технічні науки. – 2014. – Випуск 2 (85). – С. 154 – 158.
10. Друкований М.Ф. Розчинення гірничних порід для підвищення якості біологічних добрив / М.Ф. Друкований, Л.В. Дишкант, А.І. Ольшевський, Н.Ф. Дорошкевич // Збірник наукових праць ВНАУ. Серія: Технічні науки. – 2015. – Випуск 1 (89). – Том 2. – С. 51 – 54.
11. Друкований М.Ф. Технологічна лінія по виробництву біогазу та біологічних органічних добрив для вирощування екологічно чистої сільськогосподарської продукції / М.Ф. Друкований, Л.В. Дишкант // Збірник наукових праць «Наукові праці інституту біоенергетичних культур і цукрових буряків». – 2013. – Випуск 19. – С. 139 – 143.
12. Калетнік Г.М. Біопаливо / Г.М. Калетнік, В.М. Пришляк. – К : Хай-Тек Прес, 2011. – 310 с.
13. Калетнік Г.М. Розвиток ринку біопалив в Україні / Калетнік Г.М. – К. : Аграрна наука, 2008. – 461 с.
14. Клименко В. Сільськогосподарські біогазові установки: закордонний досвід / В. Клименко // Техніка АПК. – 2006. – № 6 – 7. – С. 20–24.
15. Ковалев А.А. Биогазовая установка для обработки помета / А.А. Ковалев, Е.В. Мартынов // Техника в сельском хозяйстве. – 2006. – №4. – С. 31 – 32.
16. Косенко Д.П. Використання біогазу для виробництва тепла й електроенергії методом когенерації / Д.П. Косенко, В.І. Пінчук // Зелена енергетика. – 2003. – № 2. – 11 с.
17. Кочмарський В.З. Біогазова технологія утилізації органічних відходів – шлях до економії енергії / В.З. Кочмарський // Енергозбереження Полісся. – 2001. – № 2. – С. 4 – 5.
18. Крючков Є.М. Аналіз процесів біоконверсії та експериментальне визначення технологічних можливостей спалювання біогазу / Є.М. Крючков,

Ю.В. Куріс, А.В. Нестеренко [та ін.] // Енегетика та електрифікація. – 2007. – № 1. – С. 57 – 62.

19. Кудлай І.М. Якість роботи біогазової установки в зимовий період / І.М. Кудлай, М.Луценко // Збірник наукових праць УкрНДПВТ ім. Л. Погорілого. – Дослідницьке, 2010. – Вип. 14 (28). – С. 366 – 370.

20. Куфтов А.Ф. Переработка отходов птицеводства, животноводства и осадков городских сточных вод / А.Ф. Куфтов, В.А. Девисилов, Ю.В. Котельников // Экология и промышленность России. – 1998. – С. 16 – 23.

21. Кучерук П.П. Технологии утилизации и переработки отходов птицеводства / П.П. Кучерук, Ю.Б. Матвеев // Эффективное птахівництво. – 2007. – №6. – С. 45 – 46.

22. Любін М.В. Аналіз, класифікація та використання простих біогазових установок // М.В. Любін, О.А. Токарчук, В.С. Любін, С.В. Смалківський // Збірник наукових праць. – Вінниця, 2011. – Випуск 8. – С. 69 – 77.

23. Назаров С. Переработка органических отходов в биогазовых установках / С. Назаров // Ветеринария сельскохозяйственных животных. – М., 2008. – № 12. – С. 66 – 67.

24. Панцхава Е.С. Высокорентабельные биогазовые технологии и их роль в экономике сельскохозяйственного производства / Е.С. Панцхава, В.А. Пожарнов // Энергосбережение. – 2004. – № 1. – С. 22 – 25.

25. Пасторек З. Производство биогаза из смеси органических материалов / З. Пасторек, Я. Кара, Н.К. Линник, Г.А. Голуб, В.С. Таргоня // Науковий вісник НУБіП України. – 2006. – Вип. 95. – Ч.1. – С. 144 – 149.

26. Пат. 58544 Україна, МПК C02F 11/04. Лінія по переробці біомаси в біогаз, електричну енергію, тепло та органічні добрива / Друкований М.Ф., Яремчук О.С., Друкований О.М., Брянський В.В., Паламарчук О.Д., Горбатюк І.О.; заявник і патентовласник Друкований М.Ф. – № u201015667, заявл. 24.12.2010; опубл. 11.04.2011, Бюл. № 7.

27. Пат. 67837 Україна, МПК C05F 3/00, C05F 11/00, C05F 15/00. Спосіб виробництва біологічного органічного добрива / Друкований М.Ф., Яремчук О.С., Брянський В.В., Друкований О.М., Мазур І.В., Білера П.А., Паламарчук О.Д.; заявник і патентовласник Друкований М.Ф., Яремчук О.С., Брянський В.В., Друкований О.М., Мазур І.В., Білера П.А., Паламарчук О.Д. – № u 2011 08862, заявл. 14.07.2011; опубл. 12.03.2012, Бюл. № 5.

28. Ратушняк Г.С. Підвищення продуктивності біогазового реактора управлінням параметрами вільноконвективних процесів теплообміну / Г.С. Ратушняк, В.В. Джеджула // Вісн. Хмельниц. нац. ун-ту. – 2006. – № 2. – Т.1: Техн. Науки. – С. 29 – 31.

29. Романчук С.Є. Визначення біогазового потенціалу Одеської області / С.Є. Романчук // Вісн. Одес. держ. екол. ун-ту. – 2006. – Вип. 3. – С. 47 – 51.

30. Сигал І.Я. Использование биогаза в промышленности / И.Я. Сигал // Відновлювана енергетика. – 2006. – № 2. – С. 84 – 90.

31. Сидоров Ю.І. Розрахункова модель безперервного виробництва біогазу та її економічний аналіз / Ю.І. Сидоров, О.С. Мельниченко, В.П. Новіков, Р.Й. Влязло // Вісник НУ «Львівська політехніка». – 2004. – № 497. – С. 65 – 70.

32. Сидоров Ю.І. Сучасні біогазові технології / Ю.І. Сидоров // BIOTECHNOLOGIA ACTA. – 2013. – V. 6. – №1.

33. Ткаченко С.Й. Біоконверсія органічних відходів АПК та екологічно збалансовані технології / С.Й. Ткаченко, Є.П. Ларюшкін, Д.В. Степанов // Екол. Вісник. – 2002. – № 5–6. – С. 6 – 7.

34. Хажмурадов М.А. Установка та технологія по утилізації біогазу / М.А. Хажмурадов // Наука та інновації. – 2006. – № 4. – 19 с.

35. Шацький В.В. Виробництво біогазу в сільському господарстві України / В.В. Шацький, Г.Є. Мовсесов, В.М. Павліченко // Наук. Вісн. Нац. аграр. ун-ту. – К., 2004. – Вип. 73. – Ч. 1. – С. 104 – 108.

36. Шевченко І. А. Шляхи використання органічних відходів тваринництва / І. А. Шевченко, В. М. Павліченко, О. О. Ляшенко //

Механізація, екологізація та конвертація біосировини у тваринництві : збірник наук. праць Інституту механізації тваринництва УААН. – Запоріжжя : ІМТ УААН, 2009. – Вип. 1 (3–4). – С. 3 – 16.

37. Яремчук О.С. Теоретичні аспекти застосування біотехнологій утилізації відходів тваринницьких підприємств в умовах закритої зооекосистеми: дис. доктора сільськогосподарських наук : 2013 / Яремчук Олександр Степанович. – К., 2013. – 386 с.

38. Ясенецький В. Сучасні тенденції в створенні біогазових установок / В. Ясенецький, В. Таргоня, В. Клименко // Техніка АПК. – 2003. – № 1. – С. 24 – 25.

39. Adani F. Biostabilization of solidus/ Adani F., Tanbone F., Gotti A // Waste Management. – 2004. – V.24. – P. 775 – 783.

40. Ergebnisse Des Biogas-Messprogramms / Bundes für schungsanstalt für Landwirtschaft (FAL) – Gulzow, 2005. – 163 p.

41. Handreichung. Biogasgewinnung und – Nutzung / Institut für Energetik und Umwelt GmbH – Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. – Gulzow, 2006. – 232 s.

42. Patent 2286396 Великобритания MKU6 A 23 K 1/165 Enzyme addition to animal feed for the reduction of environmental nitrogenous discharge / Williams Peter: Rhone-Poulenc Nutrition Animale. – № 9602249.7; Заявл. 06.09.95; Опубл. 16.08.96.

43. Studie Einspeisung von Biogas in das Erdgasnetz / Institut für Energetik und Umwelt GmbH – Fachagentur Nachwachsende Rohstoffe e. V. – Leipzig, 2006. – 199 p.

44. Білоус Б.Д. Математична модель динаміки підпружиненого маятника як завгодно розміщеного в плоскому вібраційному полі / Б.Д. Білоус, М.П. Берник, А.Б. Білоус // Вибрации в технике и технологиях. – 1997. – № 4. – С. 70-72.

45. Yanovich V.P. Theoretical studies of energy parameters of vibration-disk crusher starch containing substance / V.P. Yanovich, I.M. Kupchuk,

O.S. Kovalchuk // International periodic scientific journal. SWorld journal. Technical sciences Issue. – Lublin, 2016. – Vol. 11. – № 10. – P. 17-24.

46. Шмидт Г. Параметрические колебания / Г. Шмидт. – Москва : Мир, 1978. – 230 с.

47. Дейч А.И. Методы идентификации динамических объектов / А.И. Дейч. – Москва : Энергия, 1979. – 240 с.

48. Кононенко В.О. Колебательные системы с ограниченным возбуждением. – Москва : Наука, 1979. – 240 с.

49. Yanovich V.P. Analysis of the mathematical model of vibrating milling of angular oscillations / Yanovich V.P. Tsurkan O.V. // Motrol. Commission of Motorization and Energetics in Agriculture. – Lublin, 2017. – Vol. 19. – № 2. – P. 139-144.

50. Фролов К.В. Теория вибрационной техники и технологии / К.В. Фролов, И.Ф. Гончаревич. – Москва, 1981. – 319 с.

51. Косачев Г.Г. Экономическая оценка сельскохозяйственной техники / Г.Г. Косачев. – Москва : Колос, 1978. – 240 с.

52. Литвин З.Б. Функціонально-вартісний аналіз / З.Б. Литвин // навч. посіб. – Тернопіль, 2007. – 130 с.

53. Янович В.П. Аналіз критеріальних рівнянь подібності при моделюванні дробарки «ВРД-5» / В.П. Янович, І.М. Купчук, С.А. Краєвський // Перспективи розвитку техніки АПК : матеріали ІХ студ. наук.-конф. – 2016. – С. 91-92.

54. Янович В.П. Розробка методики масштабного переходу «фізична модель-натуральний зразок» при проектуванні віброторної дробарки спиртової промисловості / В.П. Янович, І.М. Купчук, Ю.А. Полевода // Зб. наук. пр. Вінн. нац. аграр. ун-ту. Серія: Технічні науки. – 2015. – № 1(89). – Т. 2. – С. 164-167.

55. Гунько І.В. Надійність систем та обґрунтування інженерних рішень / І.В. Гунько, А.В. Спірін, О.В. Холодюк. – Вінниця : ВДАУ, 2006. – 76 с.