

**НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ БІОРЕСУРСІВ
І ПРИРОДОКОРИСТУВАННЯ УКРАЇНИ
Факультет конструювання і дизайну**

УДК 662.75

ПОГОДЖЕНО
Декан факультету конструювання і дизайну

(підпис) Іван РОГОВСЬКИЙ
(ПІБ)

“ ____ ” травня 2026 р.

ДОПУСКАЄТЬСЯ ДО ЗАХИСТУ
Завідувач кафедри
технічного сервісу та інженерного
менеджменту імені М. П. Момотенка
(назва кафедри)

(підпис) Руслан ШАТРОВ
(ПІБ)

“ ____ ” травня 2026 р.

МАГІСТЕРСЬКА КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА

на тему Обґрунтування технології та параметрів установки для виробництва біодизелю

Спеціальність: 133 «Галузеве машинобудування»

Освітня програма: «Машини та обладнання сільськогосподарського виробництва»

Орієнтація освітньої програми: освітньо–наукова

Гарант освітньої програми:

Доктор технічних наук, професор

(підпис)

Вячеслав ЛОВЕЙКІН

(ПІБ)

Керівник магістерської кваліфікаційної роботи:

Кандидат технічних наук, доцент
(науковий ступінь та вчене звання)

(підпис)

Наталія ЦИВЕНКОВА
(ПІБ)

Виконав

(підпис)

Дмитро ЖУРАВСЬКИЙ
(ПІБ студента)

КИЇВ – 2026

**НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ БІОРЕСУРСІВ
І ПРИРОДОКОРИСТУВАННЯ УКРАЇНИ
Факультет конструювання і дизайну**

ЗАТВЕРДЖУЮ

**Завідувач кафедри технічного сервісу та
інженерного менеджменту ім. М. П. Момотенка**

к.т.н., доцент _____ Руслан ШАТРОВ
(науковий ступінь, вчене звання) (підпис) (ПІБ)
“_____” травня 2026 року

З А В Д А Н Н Я

ДО ВИКОНАННЯ МАГІСТЕРСЬКОЇ КВАЛІФІКАЦІЙНОЇ РОБОТИ СТУДЕНТУ

Журавському Дмитру Миколайовичу
(прізвище, ім'я, по батькові)

Спеціальність: 133 «Галузеве машинобудування»

Освітня програма: «Машини та обладнання сільськогосподарського виробництва»

Орієнтація освітньої програми: освітньо–професійна

Тема магістерської кваліфікаційної роботи: Обґрунтування технології та параметрів
установки для виробництва біодизелю
затверджена наказом ректора НУБіП України від “16” грудня 2024 р. № 2268 «С»

Термін подання завершеної роботи на кафедру 15 квітня 2026 року
(рік, місяць, число)

Вихідні дані до магістерської кваліфікаційної роботи: наукові роботи в галузі виробництва
біодизелю, перелік сировини для виробництва біодизелю, конструкційні параметри
установок для виробництва біодизелю, технологічні процеси виробництва біодизелю,
техніко–економічні та екологічні показники роботи установок для виробництва біодизелю,
характеристики змішуваності олії та спирту.

Перелік питань, що підлягають дослідженню:

1. Теоретичні основи технологічного процесу виробництва біодизелю з олій
рослинного походження;
2. Розробка математичної моделі процесу змішування компонентів первинної суміші;
3. Методика проведення та результати експериментального дослідження процесу
змішування та його впливу на енергоефективність процесу виробництва біодизелю.

Перелік графічного матеріалу (за потреби): схеми установок для виробництва біодизелю,
графіки та ілюстративні матеріали за результатами дослідження процесу змішування в
установці з метою інтенсифікації виробництва біодизелю.

Дата видачі завдання “16” грудня 2024 р.

Керівник магістерської кваліфікаційної роботи _____ Наталія ЦИВЕНКОВА
(підпис) (прізвище та ініціали)

Завдання прийняв до виконання _____ Дмитро ЖУРАВСЬКИЙ

РЕФЕРАТ

Кваліфікаційна магістерська робота на тему: **«Обґрунтування технології та параметрів установки для виробництва біодизелю»** за спеціальністю 133 «Галузеве машинобудування» – Національний університет біоресурсів і природокористування України, Київ, 2026.

Робота присвячена науковому обґрунтуванню технології та конструктивних параметрів установки для виробництва біодизельного палива, що забезпечує інтенсифікацію процесу переетерифікації та стабілізацію показників якості палива.

В першому розділі встановлено, що основною причиною низької ефективності традиційних періодичних процесів є недостатня швидкість масообміну у гетерогенних системах «олія–спирт», що зумовлює значну тривалість реакції та високу питому енергоємність. Обґрунтовано, що використання гідродинамічної кавітації дозволяє подрібнювати краплі спирту до субмікронних розмірів, збільшуючи поверхню контакту фаз.

В другому розділі сформульовано концепцію інтенсифікації масообмінних процесів шляхом застосування кавітаційно–ежекційного змішування компонентів первинної суміші. У результаті запропоновано конструктивно–технологічну схему реактора періодично–циркуляційної дії, що містить лопоті з кавітаційними отворами які забезпечують ефективне змішування з найкращим співвідношенням однорідності та мінімальних енерговитрат на змішування.

В третьому розділі представлено результати теоретичних та експериментальних досліджень, встановлено закономірності геометрії кавітаційних отворів у лопостях з ефективністю процесу взаємодії реагентів, виявлено характер і ступінь впливу частоти обертання та геометрії отворів на якість змішування, що в свою чергу має суттєвий вплив на швидкість протікання робочого процесу. Встановлено, що режим змішування з високим рівнем кавітації забезпечує мінімальні сукупні енерговитрати на підготовку

суміші до диспергування.

У результаті аналізу взаємодії техніко–технологічних факторів на якість функціонування установки визначено раціональні значення її параметрів, зокрема геометрію отворів в лопостях змішувача та вплив кавітаційного змішування на оптимізацію температурного режиму (55–62°C) за рахунок перетворення частини енергії кавітації в теплову енергію, що знижує енерговитрати на прямий підігрів робочої суміші.

Обґрунтована установка забезпечує високу продуктивність установки безперервної дії та високий відсоток вихлду біодизелю по відношенню до загального об'єму компонентів, цей показник досягає рівня 98%. Застосування запропонованих параметрів установки дозволяє знизити час змішування та енергоємність процесу.

В четвертому розділі подано результати розрахунків економічної ефективності впровадження розробки для отримання виробництва біодизелю з олій рослинного походження.

Магістерська робота складається зі вступу, 4 розділів, загальних висновків, списку використаних джерел (50 найменувань) та додатків. Загальний обсяг текстової частини: 69 сторінок пояснювальної записки, 7 таблиць, 19 рисунків.

Ключові слова: біодизель, змішування, кавітаційна установка, параметри реактора, кавітаційні отвори, енергоефективність, енергозбереження.

ЗМІСТ

ВСТУП	6
РОЗДІЛ 1 АНАЛІЗ НАУКОВИХ ДОСЛІДЖЕНЬ ТЕХНІКО ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ УСТАНОВОК ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА БІОДИЗЕЛЯ.....	9
1.1. Сучасний стан та перспективи біодизельного палива з урахуванням світової нафтової кризи	9
1.2. Аналіз існуючих конструкцій установок для виробництва біодизелю ..	15
1.3. Аналіз методів інтенсифікації та оптимізації енергетичних і гідродинамічних параметрів реакторних систем.....	19
1.4. Висновки до розділу 1	24
РОЗДІЛ 2 ОБГРУНТУВАННЯ КОНСТРУКЦІЙНИХ ПАРАМЕТРІВ ОБЛАДНАННЯ ТА МОДЕЛЮВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ РОБОТИ УСТАНОВКИ З ВИРОБНИЦТВА БІОДИЗЕЛЮ	27
2.1. Обґрунтування конструкції реактора біодизельного палива	27
2.2. Моделювання техніко–технологічних параметрів та кінетична модель процесу	31
2.3. Обґрунтування оптимальних геометричних параметрів біодизельної установки.....	32
2.4. Математичне моделювання впливу зміни параметрів на потужність перемішування.....	35
2.5. Оптимізація геометричних параметрів отворів в лопотях.....	36
2.6. Висновки до розділу 2	40
РОЗДІЛ 3 МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ТА РЕЗУЛЬТАТИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ДОСЛІДЖЕННЯ.....	41
3.1. Методика експериментального дослідження впливу розміру щілин лопатей змішувача на потужність змішування	41
3.2. Планування експерименту	47
3.3. Інтерпретація результатів експерименту	53

3.4. Висновки до розділу 3	59
РОЗДІЛ 4 ОБГРУНТУВАННЯ ЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ ВПРОВАДЖЕННЯ ЗАПРОПОНОВАНИХ ПАРАМЕТРІВ	60
ВИСНОВКИ.....	63
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	65
ДОДАТКИ.....	71

ВСТУП

На сучасному етапі розвитку світової цивілізації спостерігається стійка тенденція до зростання енергоспоживання, що на тлі обмежених запасів традиційних викопних вуглеводнів та нестабільності цін на нафтопродукти створює суттєві загрози для енергетичної безпеки багатьох країн. Одним із пріоритетних напрямків подолання цієї кризи є диверсифікація джерел енергії та перехід до використання відновлюваних ресурсів біологічного походження.

Актуальність теми дослідження. Процес отримання біодизелю є одним з перспективних методів переробки аграрної продукції в палива та подолання нафтової кризи. Проте існуючі в Україні технології не відповідають сучасним вимогам за енергетичними показниками, рівнем екологічності та за економічною ефективністю. Сьогодні, в умовах повномаштабної військової агресії з боку РФ, маємо обмеженість доступу до енергоресурсів нафтового походження. Тому актуальна потреба у високоефективних малогабаритних установках синтезу біодизелю.

Біодизельне паливо, що являє собою суміш моноалкільних ефірів жирних кислот, розглядається як найбільш реальна альтернатива нафтовому дизелю. Його використання дозволяє не лише забезпечити енергетичну автономію агропромислового сектору, а й суттєво покращити екологічну ситуацію. Зокрема, спалювання біодизеля забезпечує скорочення викидів двоокису вуглецю на 78%, сажі — на 50%, а також майже повну відсутність сполук сірки та канцерогенного бензолу у вихлопних газах. Завдяки вищому цетановому числу та покращеним змащувальним властивостям, біодизель сприяє збільшенню ресурсу паливної апаратури та двигуна в цілому.

Проте широке комерційне використання біопалива наразі обмежене його високою собівартістю та недосконалістю існуючих технологічних рішень. Традиційні періодичні процеси характеризуються низькою швидкістю масообміну у гетерогенних системах «олія–спирт», що зумовлює тривалість реакції (до 4 годин) та значні питомі енерговитрати. Сучасні дослідження

вказують на необхідність впровадження методів інтенсифікації масообмінних процесів, таких як гідродинамічна кавітація, ультразвукова обробка та вплив електромагнітних полів СВЧ-діапазону.

Наукове обґрунтування технології та параметрів установок, що здатні ефективно переробляти не лише традиційні маслічні культури, а й сировину другого та третього покоління (ятрофу, відходи харчової промисловості та мікродоростей), є актуальним завданням, на вирішення якого спрямована дана робота.

Мета і задачі дослідження. Метою роботи є наукове обґрунтування технологічних параметрів та конструктивного оформлення установки для виробництва біодизеля, що забезпечує інтенсифікацію процесу переетерифікації та стабілізацію показників якості палива при мінімізації енерговитрат.

Для досягнення поставленої мети необхідно вирішувати такі *завдання*:

- провести аналіз стану технологій виробництва біодизелю та конструкцій відповідних установок з метою виявлення резервів підвищення енергоефективності;
- розробити математичну модель розрахунку параметрів процесу змішування на базі параметрів, за рахунок оптимізації яких можна підвищити ефективність виробництва біовугілля;
- провести експериментальні дослідження впливу конструктивних та режимних параметрів процесу на його енергоефективність, а також шляхом проведення багатофакторного експерименту встановити оптимальний розмір отворів в лопостях змішувача.

Об'єкт дослідження – технологічний процес отримання біодизельного палива шляхом переетерифікації тригліцеридів рослинних олій та ліпідів мікродоростей нижчими спиртами.

Предмет дослідження – закономірності впливу конструктивно-режимних параметрів реакторних систем (геометрії реактора, інтенсивності перемішування, температурних та частотних режимів) на вихід цільового

продукту та його фізико–хімічні характеристики.

Методи дослідження. У роботі використано комплексний підхід: аналітичний огляд джерел; математичне моделювання гідродинаміки потоків; експериментальні дослідження кінетики реакції та фізико-хімічних властивостей палива згідно з EN 14214; нейромережеве прогнозування параметрів якості.

Експериментальні дослідження проводилися на біодизельній установці із врахуванням галузевих стандартів та використовуючи стандартизовані методики проведення експериментів. Результати експериментальних досліджень були оброблені в Statistics 20 та пакет прикладних програм Microsoft 2024 для отримання підтвердження статистичних закономірностей математичним моделям.

Наукова новизна одержаних результатів.

- побудовано універсальну математичну модель, яка поетапно описує процес змішування олії та спирту та обґрунтовує раціональні параметри установки;
- встановлено оптимальну геометрію кавітаційних отворів в змішувачі;
- виконано аналіз отриманих результатів дослідження.

Практичне значення одержаних результатів: обґрунтовано раціональні конструкційно–технологічні параметри установки з виробництва біодизелю, що забезпечують найменші енерговитрати.

Особистий внесок здобувача. основні результати теоретичних та експериментальних досліджень за темою магістерської кваліфікаційної роботи отримані автором самостійно, а саме: виконано аналіз конструкційно–технологічних параметрів процесу виробництва біодизелю; розроблено універсальну математичну модель, яка поетапно описує процес змішування компонентів суміші та обґрунтовує раціональні параметри змішувача; проведено експериментальні дослідження та підтверджено високий ступінь відповідності результатів моделювання експериментальним.

РОЗДІЛ 1 АНАЛІЗ НАУКОВИХ ДОСЛІДЖЕНЬ ТЕХНІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ УСТАНОВОК ДЛЯ ВИРОБНИЦТВА БІОДИЗЕЛЯ

Глобальна енергетична стратегія провідних країн світу на сучасному етапі (станом на 2026 рік) базується на інтенсивній реалізації планів щодо заміни нафтового дизеля екологічно чистим біопаливом [18]. Статистичні дані підтверджують масштабну трансформацію галузі: якщо у 1980 році частка відновлюваних джерел енергії (ВДЕ) у світовому енергобалансі становила лише 1%, то до 2020 року вона зросла до 13%, а згідно з довгостроковими прогнозами, цей показник досягне 33% до 2060 року [1, 26].

1.1. Сучасний стан та перспективи біодизельного палива з урахуванням світової нафтової кризи

Динаміка розвитку галузі відображається у стрімкому зростанні світового виробництва біодизеля: від 88 тис. тонн у 1993 році до понад 17,8 млн тонн вже у 2012 році, що підтвердило стратегічну важливість та високу інвестиційну привабливість цього сектору [21, 23]. На сьогодні виробництво вийшло на новий рівень масштабів, про що свідчить обсяг накопичення супутнього продукту – сирого гліцерину, який до 2025 року досяг прогнозованої позначки у 6 мільйонів тонн на рік.

У сучасній структурі альтернативної енергетики особлива роль відведена мікроводоростям як сировині третього покоління, що володіє найвищим потенціалом енергоефективності. Станом на поточний період світові обсяги промислового вирощування лише роду *Chlorella* перевищують 2000 тонн біомаси на рік. Крім того, провідні економіки світу, зокрема США, реалізують стратегічні плани щодо заміщення значної частки (до 50%) нафтового дизеля біодизельним паливом до 2022–2026 років. Біодизель перетворився з експериментальної альтернативи на критично важливий

компонент системи глобальної енергетичної та екологічної безпеки.

Біодизельне паливо, отримане шляхом трансестерифікації рослинних ліпідів, володіє унікальним набором фізико-хімічних властивостей, які роблять його повноцінною та безпечною альтернативою мінеральним аналогам [18, 25]:

- Змащувальна здатність: біодизель суттєво зменшує знос деталей двигуна. Встановлено, що використання біодизельного палива в якості компонента товарного дизеля покращує показники змащувальної здатності більше ніж у два рази.

- Енергетична цінність: питома теплотворна здатність біодизеля становить близько 37–39 МДж/кг, а вміст енергії складає близько 88 % від нафтового аналога, що забезпечує високу ефективність роботи ДВС [7, 27].

- Екологічна безпека: паливо є нетоксичним та біорозкладним – у природному середовищі мікроорганізми за 28 днів переробляють до 99% продукту [22, 30]. Висока температура спалаху 120–150°C гарантує безпеку під час транспортування та складського зберігання [19, 23].

Вибір виду сировини є критичним фактором, який визначає як конструктивні параметри установки, так і собівартість палива [5, 13]. У науковій спільноті прийнято виділяти чотири покоління біопалив [7, 23]:

Перше покоління (харчові культури): ріпакова олія (займає близько 84% ринку ЄС), соєва (13%) та соняшникова. Ріпак забезпечує високе цетанове число (близько 55 од.) та стабільність при низьких температурах, проте обмеженість земельних ресурсів змушує шукати альтернативи [1, 21].

Друге покоління (нехарчова сировина та відходи): ятрофа (*Jatropha curcas*), рудий, міскантус та відпрацьовані олії [17, 22]. Ятрофа є перспективною завдяки вмісту олії до 32–40% та здатності рости на бідних сухих ґрунтах [17, 24]. Проте високе кислотне число такої сировини (11–13,3 мг КОН/г) вимагає спеціальних кавітаційних пристроїв для інтенсифікації нейтралізації [4, 17].

Третє покоління (мікроводорості): штами роду *Chlorella*. Ці організми

здатні накопичувати 30–70% ліпідів та поглинати до 150 тонн CO_2 на гектар плантацій щорічно, що у десятки разів перевищує продуктивність традиційних культур [24, 25].

Науковий інтерес до використання ліпідів мікроводоростей (зокрема роду *Chlorella*) зумовлений їхньою здатністю до інтенсивної акумуляції енергії. Проте, на відміну від традиційного ріпаку, клітинна стінка водоростей має багат шарову структуру, що складається з целюлози та глікопротеїнів. Традиційне механічне перемішування не здатне забезпечити достатній градієнт тиску для руйнування таких оболонок.

Саме тому застосування методів кавітаційного впливу стає необхідною умовою для інтенсифікації масообміну "in situ", коли процес отримання біодизеля відбувається безпосередньо всередині вологої біомаси. Це дозволяє інтегрувати стадії екстракції та переестерифікації в єдиний технологічний цикл.

Четверте покоління: використання генетично модифікованих мікроорганізмів для синтезу ефірів із наперед заданими показниками в'язкості та густини [18].

Нестабільність світового ринку нафти призвела до того, що біодизель став конкурентоспроможним енергоресурсом навіть за умов мінімальних державних дотацій [9, 18]. Разом з тим, основним технологічним бар'єром залишається гігроскопічність палива – біодизель поглинає атмосферну вологу значно інтенсивніше за нафтове дизельне паливо [16]. Наявність води ініціює процеси корозії та знижує ККД двигуна, що зумовлює необхідність включення до складу установок спеціальних систем осушення повітря на основі вихрових хладогенераторів або адсорберів [14, 16].

Таким чином, сучасний стан галузі вимагає проектування універсальних модульних установок, які здатні переробляти сировину різної якості із застосуванням методів інтенсифікації масообміну, що дозволить забезпечити енергетичну автономію споживача [5, 11].

1.1.1. Порівняльний аналіз експлуатаційних показників та хімізму процесу

Важливою особливістю біодизельного палива, що відрізняє його від нафтового дизеля, є молекулярна структура. Нафтове паливо складається з суміші парафінових, нафтиєвих та ароматичних вуглеводнів, тоді як біодизель — це переважно моноалкільні ефіри жирних кислот. Це зумовлює відсутність у біопаливі сполук сірки, що є критичним для сучасних систем нейтралізації відпрацьованих газів [3, 29].

Для детального розуміння технічних переваг доцільно розглянути порівняльну характеристику палив (табл. 1.1).

Таблиця 1.1.

Порівняльна характеристика нафтового ДП та біодизеля (МЕЖК)

Показник	Нафтове ДП (ДСТУ 7688)	Біодизель (EN 14214 / ДСТУ 6081)
Цетанове число, не менше	45–51	51–58
Густина при 15°C, кг/м³	820–845	860–900
Кінематична в'язкість при 40°C, мм²/с	2,0–4,5	3,5–5,0
Температура спалаху в закритому тиглі, °C	> 55	> 120
Вміст сірки, мг/кг	< 10	< 10 (фактично 0)

1.1.2. Екологічний демпфер та життєвий цикл палива

Згідно з концепцією сталого розвитку, біодизель розглядається як «вуглецево–нейтральне» паливо. Кількість вуглекислого газу (CO₂), що виділяється при спалюванні палива в двигуні, еквівалентна тій кількості, яку рослина (ріпак, соя) поглинула з атмосфери в процесі фотосинтезу під час свого росту.

Особливу увагу слід приділити токсичності викидів. Встановлено, що

використання чистого біодизеля (B100) призводить до наступних змін у складі вихлопних газів:

Тверді частинки (сажа): зниження на 45–50% завдяки наявності кисню (до 11%) у молекулі самого палива, що сприяє повному згорянню.

Монооксид вуглецю (CO): зменшення на 40%.

Поліциклічні ароматичні вуглеводні (ПАВ): зниження на 75–85%, що суттєво зменшує канцерогенність викидів [18, 30].

Порівняльний аналіз методів очищення свідчить, що традиційне промивання біодизеля водою супроводжується утворенням значних об'ємів токсичних стічних вод. Впровадження технології сухого очищення з використанням магнієвих силікатів дозволяє не лише стабілізувати вологовміст палива, а й видалити залишки мила та вільного гліцерину до рівнів, передбачених стандартом EN 14214. Це підвищує екологічний індекс установки та спрощує логістику виробництва в умовах обмежених ресурсів агропідприємств.

1.1.3. Ступінчастий механізм перетворення тригліцеридів та роль каталізу

Процес отримання метилових ефірів жирних кислот (МЕЖК) є класичним прикладом нуклеофільного заміщення. Оскільки молекула тригліцериду має три складноефірні зв'язки, реакція протікає ступінчасто. Кожен етап є оборотним, що вимагає постійного зміщення рівноваги згідно з принципом Ле Шательє.

Механізм реакції за умови використання лужного каталізатора (KOH або NaOH) можна розділити на три ключові фази:

1. Утворення алкоксид-іона: Каталізатор взаємодіє зі спиртом, утворюючи активний алкоксид-іон та воду. Саме цей іон атакує карбонільний вуглець у молекулі олії.

2. Атака нуклеофіла: Алкоксид-іон приєднується до молекули тригліцериду, утворюючи проміжний комплекс, який згодом розпадається на

молекулу метилового ефіру (біодизеля) та аніон дигліцериду.

3. Регенерація каталізатора: Аніон дигліцериду забирає протон у молекули спирту, звільняючи нову порцію алкоксид-іона, що робить процес циклічним.

1.1.4. Побічні реакції: омилення та їх вплив на вихід продукту

Одним із головних технологічних викликів є запобігання реакції омилення (saponification). Цей процес виникає у двох випадках:

- при високому вмісті вільних жирних кислот (ВЖК) у вихідній сировині;
- при наявності навіть незначної кількості води в системі (понад 0,1%).

Хімізм омилення описується наступним рівнянням:



Утворення мила ($R - COOK$) призводить до різкого зростання в'язкості суміші, створення стійких емульсій, які не дають гліцерину відокремитися від біодизеля. Це не лише знижує вихід готового продукту, а й призводить до втрати значної частини дорогого каталізатора. Саме тому для сировини другого покоління (відпрацьовані олії, ятрофа), де кислотне число є високим, у конструкцію реактора необхідно впроваджувати вузли попередньої етерифікації або посиленої кавітаційної обробки.

1.1.5. Кінетичні параметри та енергія активації

Швидкість реакції трансестерифікації підпорядковується законам хімічної кінетики другого порядку. Рівняння швидкості реакції r можна представити у вигляді:

$$r = k \cdot [TG] \cdot [ROH]^3 \quad (1.2)$$

де k – константа швидкості, $[TG]$ – концентрація тригліцеридів, $[ROH]$ – концентрація спирту.

Застосування методів інтенсифікації (кавітація, СВЧ) дозволяє змінити залежність швидкості від температури, описану рівнянням Арреніуса.

Зокрема, СВЧ-опромінення знижує поріг енергії активації за рахунок «гарячих точок» на молекулярному рівні, що дозволяє досягти ступеня перетворення понад 96% при температурах значно нижчих за температуру кипіння метанолу [2, 10, 26].

1.2. Аналіз існуючих конструкцій установок для виробництва біодизелю

Ефективність функціонування установок для отримання метилових ефірів жирних кислот (МЕЖК) визначається досконалістю конструкції реакторного блоку, що має забезпечувати подолання міжфазного опору в гетерогенній системі «олія-спирт». З технічної точки зору, процес переетерифікації є оборотним і термозалежним, що вимагає підтримки прецизійних режимів температури та інтенсивного диспергування реагентів для збільшення площі питомої поверхні контакту фаз [2, 11, 15].

Установки періодичної дії (batch-реактори) конструктивно виконуються у вигляді вертикальних циліндричних апаратів із відношенням висоти до діаметра H/D у межах 1,5–2,5. Основним робочим органом таких систем є механічні змішувачі (турбінні або лопатеві), що працюють при частоті обертання 400–800 об/хв, створюючи розвинений турбулентний режим із числом Рейнольдса $Re > 10\,000$.

Проте технічним недоліком таких конструкцій є наявність «мертвих зон» біля стінок реактора та висока питома енергоємність на одиницю об'єму готового продукту [5, 13, 27].

Окрему науково-технічну увагу в структурі аналізованих установок займають системи термічної підготовки та стабілізації. Згідно з дослідженнями, оптимальна температура реакції метанолізу становить $60 \pm 2^\circ\text{C}$, що близько до точки кипіння метанолу ($64,7^\circ\text{C}$). Конструкція пристрою для підігрівання, яка розглядається в даному дослідженні, базується на використанні напівпровідникових нагрівальних елементів (позисторів).

Технічна перевага такої конструкції полягає в ефекті саморегулювання: при досягненні заданої температури опір елемента стрімко зростає, що виключає локальний перегрів олії та її термічну деградацію. Використання водяної сорочки та термочутливого силового штока дозволяє автоматично регулювати витрату теплоносія, забезпечуючи похибку стабілізації не більше $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$ [11, 23].

Логіка апаратного оформлення процесу та взаємозв'язок основних вузлів детально представлені на блок-схемі технологічного процесу (рис. 1.1).

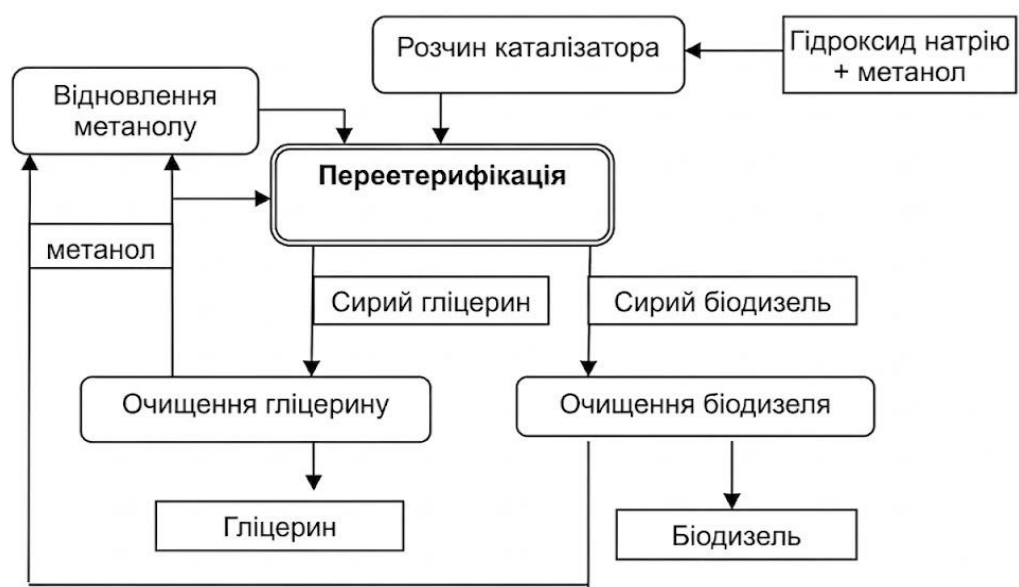


Рис. 1.1. Технологічна блок-схема процесу виробництва біодизельного палива.

Технічний аналіз наведеної схеми вказує на складну топологію зв'язків між вузлами. Етап приготування алкоголяту вимагає герметичних змішувачів із нержавіючої сталі (марки AISI 304/316) для запобігання корозії під дією агресивного лужного середовища. У реакторі переетерифікації відбувається основне перетворення тригліцеридів. Після завершення реакції суміш потрапляє до фазорозділювачів (декантерів), де конструктивно має бути забезпечена низька швидкість висхідного потоку ($v < 0,1 \text{ м/с}$) для ефективного гравітаційного осадження гліцерину. Важливим технічним вузлом є вакуум-випарна установка регенерації метанолу, що працює при

залишковому тиску 0,2–0,4 бар. Це дозволяє знизити температуру кипіння спирту до 35–40°C, зберігаючи хімічну стабільність ефірів [14, 21].

Безперервні установки (реактори витіснення) характеризуються використанням статичних змішувачів або трубчастих конструкцій із коаксіальними вставками. Гідродинаміка таких систем базується на створенні високих напружень зсуву, що забезпечує отримання емульсії з розміром крапель спирту 5–10 мкм. Це скорочує час перебування суміші в зоні реакції з 60–90 хвилин (для періодичних систем) до 5–10 хвилин [25, 26, 30].

Системи очищення в сучасних конструкціях еволюціонують від барботажних промивних колон до іонообмінних фільтрів безперервної дії. Використання сухих сорбентів (силікатів магнію або катіонітів) дозволяє уникнути утворення стійких емульсій та необхідності утилізації значних об'ємів промивних вод, що підвищує екологічний індекс установки [16, 28, 30].

Проведений аналіз конструкцій свідчить, що подальший розвиток обладнання пов'язаний із переходом від об'ємного механічного перемішування до локальної інтенсифікації масообміну в тонких шарах та впровадженням прецизійних напівпровідникових систем термостабілізації [4, 5, 12].

1.2.1. Класифікація та конструктивна специфіка малогабаритних реакторних систем

Аналіз наукових праць [5, 11, 13] дозволяє класифікувати існуючі установки за способом організації потоків та методом підведення енергії. У фермерських господарствах України та Казахстану найбільш поширеними є модульні установки продуктивністю 50–500 літрів за цикл. Їхньою конструктивною особливістю є використання конічного дна реактора, що полегшує первинне розділення фаз (декантацію) безпосередньо в реакторному об'ємі.

Проте, як зазначається в дослідженнях одеських та житомирських

науковців [12, 17], критичним вузлом таких систем є змішувальний пристрій. Для інтенсифікації процесу доцільно використовувати змішувачі з керованим гідродинамічним профілем лопатей.

Основні типи реакторних пристроїв, що застосовуються в малотоннажному виробництві:

Реактори з дифузорними вставками: Використовують принцип спрямованого руху потоку, що дозволяє уникнути утворення застійних зон у кутах апарата.

Циркуляційні системи (External Loop): Суміш постійно перекачується через зовнішній контур, у який вмонтовано статичні змішувачі або кавітаційні головки. Це дозволяє досягти високої гомогенності суміші без використання великих механічних мішалок [22, 26].

1.2.2. Системи підготовки та очищення сировини від фосфоліпідів та надлишкового луку

Використання неочищеної соняшникової чи ріпакової олії вимагає обов'язкової стадії гідратації. У роботах, присвячених переробці відходів гідратації [6, 15], доведено, що наявність фосфоліпідів (понад 0,5%) блокує дію каталізатора та призводить до утворення стійких емульсій (мильного клею).

Для нейтралізації залишків каталізатора (KOH або NaOH) після реакції традиційно використовують промивання водою, підкисленою ортофосфорною або лимонною кислотою. Однак, згідно з аналізом джерел щодо культури ятрофи та відпрацьованих олій [4, 17, 24], більш ефективним є метод сухого очищення. Він базується на використанні магнієвих силікатів (наприклад, Magnesol), які адсорбують гліцерин, мило та залишки метанолу, не змінюючи при цьому вологовміст палива.

1.2.3. Технічні рішення для стабілізації температурних режимів

Окрему увагу слід приділити системі нагріву. Традиційні ТЕНи мають високу інерційність та створюють зони локального перегріву (hot spots), де олія починає підгоряти. Впровадження позисторних керамічних нагрівачів дозволяє реалізувати концепцію «інтелектуального нагріву».

Математично потужність нагріву P для такої системи описується залежністю:

$$R(T) = \frac{U^2}{R(T)} \quad (1.3)$$

де $R(T)$ – опір позистора, який нелінійно зростає при наближенні до точки Кюрі (в нашому випадку $60 - 65\text{ }^{\circ}\text{C}$). Це дозволяє автоматично підтримувати температуру з точністю до $\pm 0,1\text{ }^{\circ}\text{C}$ без використання складних мікропроцесорних контролерів, що є критично важливим для надійності установок у польових умовах [11, 21].

1.3. Аналіз методів інтенсифікації та оптимізації енергетичних і гідродинамічних параметрів реакторних систем

Основним чинником, що лімітує швидкість реакції трансестерифікації, є гетерогенна природа системи «рослинна олія – спирт». Оскільки ці компоненти мають обмежену взаємну розчинність, швидкість хімічного перетворення на початковому етапі визначається площею міжфазної поверхні та інтенсивністю дифузійних процесів. Традиційне механічне перемішування не дозволяє досягти необхідного ступеня дисперсності фаз, що зумовлює тривалість реакції до 60–120 хвилин. Для подолання цих обмежень у сучасній практиці застосовуються методи фізичної інтенсифікації масообміну [4, 12, 14].

Одним із найбільш перспективних методів є гідродинамічна кавітація. Фізична сутність процесу полягає у створенні в потоці рідини зон зниженого тиску, де виникають кавітаційні бульбашки, які при подальшому зростанні

тиску миттєво схлопуються (імплзія). У момент колапсу бульбашки виникають локальні екстремальні умови: температура сягає 5000 К, а тиск – до 1000 бар. Це створює потужні ударні хвилі та мікрострумені, які подрібнюють краплі спирту до субмікронних розмірів, збільшуючи поверхню контакту фаз у тисячі разів. Використання кавітаційних пристроїв ежекційного типу дозволяє скоротити час реакції до 5–10 хвилин при збереженні високого виходу метилових ефірів [4, 20].

Аналогічний ефект досягається при використанні ультразвукової інтенсифікації (акустичної кавітації). Ультразвукові хвилі частотою 20–40 кГц, проходячи крізь реакційну суміш, викликають поперемінні цикли стиснення та розтягнення рідини. Це призводить до інтенсивного мікроперемішування та прискорення кінетики реакції навіть при кімнатній температурі. Наукові дослідження підтверджують, що ультразвукові реактори забезпечують вихід біодизеля на рівні 98% за значно меншої концентрації каталізатора порівняно з традиційними методами [12, 14, 27].

Іншим напрямком оптимізації енергетичних параметрів є застосування електромагнітного випромінювання надвисокої частоти (СВЧ-інтенсифікація). На відміну від класичного конвективного нагріву, СВЧ-енергія (зазвичай частотою 2450 МГц) впливає безпосередньо на полярні молекули спирту, викликаючи їх швидку ротацію. Це забезпечує об'ємний нагрів суміші без температурних градієнтів та активізує молекулярну взаємодію. Використання СВЧ-випромінювання дозволяє досягти ступеня перетворення понад 95% протягом 2–5 хвилин, що суттєво знижує питомі енерговитрати на одиницю продукції [18, 26, 30].

Гідродинамічна оптимізація реакторних систем базується на аналізі чисел Рейнольдса (Re) та Прандтля (Pr), які характеризують режими руху та теплообміну. Для забезпечення високої інтенсивності масообміну в реакторах витіснення необхідно підтримувати розвинений турбулентний режим ($Re > 10000$). Конструктивне використання статичних змішувачів зі складними внутрішніми елементами дозволяє створювати вторинні вихрові потоки, що

забезпечує гомогенізацію суміші при мінімальних перепадах тиску [14, 21, 24].

Важливим аспектом оптимізації є також математичне моделювання процесів за допомогою нейронних мереж та методів поверхні відгуку (Response Surface Methodology). Це дозволяє встановити раціональне співвідношення між температурою, мольним відношенням спирту до олії та концентрацією каталізатора. Встановлено, що для більшості типів рослинних олій оптимальними є температура 60–65 °С, мольне співвідношення 6:1 та вміст каталізатора 1,0–1,2% від маси олії [19, 23, 29].

Таким чином, інтеграція методів гідродинамічної кавітації та СВЧ-нагріву в єдину технологічну систему дозволяє створити реактори нового покоління. Такі установки характеризуються високою компактністю, низькою енергоємністю та здатністю ефективно переробляти сировину з високим вмістом вільних жирних кислот, що є критично важливим для виробництва біодизеля в умовах сучасних агроєкосистем [5, 11, 25].

1.3.1. Гідродинамічні аспекти кавітаційного впливу на міжфазну поверхню

Як свідчать результати досліджень, викладені в роботах [4, 16, 20], ефективність гідродинамічної кавітації в реакторах витіснення залежить від числа кавітації (x), яке визначається за формулою:

$$x = \frac{P_2 - P_u}{\frac{1}{2} \rho u^2} \quad (1.4)$$

де P_2 – статичний тиск за кавітатором, P_u – тиск насиченої пари рідини, ρ – густина суміші, u – швидкість потоку в робочому перетині.

При досягненні критичних значень (x) у зоні звуження потоку (сопло Вентурі або діафрагма) виникає кавітаційний кавернозний шлейф. Процес схлопування бульбашок ініціює явище сонолюмінесценції та виникнення локальних кумулятивних струменів, які пробивають оболонку крапель олії, створюючи ультрадисперсну емульсію "олія-спирт" з розміром частинок менше 1 мкм. Це дозволяє практично миттєво подолати дифузійний бар'єр, що

підтверджується отриманими даними[5, 12].

1.3.2. СВЧ-випромінювання як метод молекулярної активації реагентів

Застосування мікрохвильової енергії (СВЧ) дозволяє реалізувати механізм дипольного обертання. Молекули метанолу, будучи сильно полярними, намагаються вирівнятися з електричним полем, що коливається з частотою $2,45 \cdot 10^9$ Гц. Це призводить до інтенсивного внутрішнього тертя на молекулярному рівні.

Згідно з порівняльним аналізом, проведеним у дисертаційних роботах [18, 26, 30], СВЧ-нагрів має такі переваги:

Селективність: Енергія поглинається переважно спиртом та каталізатором, що прискорює їх взаємодію з тригліцеридами.

Відсутність інерції: Процес нагріву припиняється миттєво після вимкнення магнетрона, що запобігає перегріву суміші.

Зміна кінетики: Енергія активації реакції знижується, що дозволяє проводити процес при нижчих температурах без втрати якості продукту.

Для наочності порівняємо методи інтенсифікації в таблиці 1.2.

Таблиця 1.2

Порівняння ефективності методів інтенсифікації процесу трансестерифікації

Метод інтенсифікації	Час реакції, хв	Вихід ефірів, %	Питомі енерговитрати, кВт·год/т
Механічне перемішування	60–120	92–95	15–20
Ультразвукова кавітація	10–20	97–99	5–40
Гідродинамічна кавітація	5–15	96–98	8–12
СВЧ-опромінення	2–5	98–99	12–18

1.3.3. Використання мікроводоростей (Chlorella) як перспективної сировини

Враховуючи дані магістерських дисертацій щодо виділення ліпідів з мікроводоростей [25, 49], слід зазначити, що клітинна оболонка хлорели є надзвичайно міцною. Традиційні методи екстракції олії тут неефективні. Логічним рішенням є використання "in situ" трансестерифікації, коли процес отримання біодизеля відбувається безпосередньо всередині вологої біомаси під дією кавітації або СВЧ. Це виключає дорогий етап сушіння водоростей, що робить технологію економічно доцільною для умов України [1, 23].

1.3.4. Технологічні рішення щодо очищення залізничного баласту та рекуперації нафтопродуктів для виробництва біодизеля

Згідно з аналізом біотехнологічних методів очищення [7, 18], актуальною проблемою для транспортної інфраструктури України є забруднення щебеневого баласту нафтопродуктами. Конструктивне поєднання процесу промивання щебеню з подальшою сепарацією ліпідної фракції дозволяє розглядати ці відходи як альтернативну сировину для отримання технічного біодизеля.

Технологія передбачає використання спеціальних мийних установок, де під дією ультразвукових випромінювачів відбувається відділення нафтової плівки від твердої основи. Отримана емульсія проходить етап центрифугування, після чого виділені вуглеводні можуть бути використані як добавка до рослинних олій при проведенні трансестерифікації. Це не лише знижує екологічне навантаження на залізничне полотно, а й зменшує загальну собівартість палива [7, 22].

1.3.5. Логістика та збереження якості біодизельного палива в умовах агропідприємств

Важливим аспектом, що часто ігнорується в базових конструкціях, є зміна властивостей палива під час тривалого зберігання. Як зазначено в

авторефератах щодо вдосконалення технологій зберігання [10, 19], біодизель є схильним до окислювальної деградації та гідролізу.

Для запобігання погіршенню якості палива в конструкцію сховищ необхідно впроваджувати такі технічні рішення:

Азотна «подушка»: Заповнення вільного простору резервуара інертним газом для виключення контакту з киснем повітря.

Системи осушення на основі силікагелю: Встановлення дихальних клапанів із адсорбентами для поглинання вологи, до якої біодизель має високу спорідненість [16, 24].

Використання антиоксидантів: Введення синтетичних або природних інгібіторів (наприклад, токоферолів), що дозволяє збільшити термін зберігання палива з 3 до 12 місяців без випадіння осаду.

1.3.6. Економічна доцільність та енергетична автономність

Розрахунки економічної доцільності, проведені для умов України [9, 13], свідчать, що при використанні власних посівних площ під ріпак або сою, собівартість біодизеля власного виробництва є на 25–35% нижчою за ринкову ціну мінерального ДП.

Особливого значення набуває створення малих модульних цехів продуктивністю 1–2 тонни на добу. Такі установки дозволяють агропідприємствам досягти повної енергетичної незалежності від зовнішніх постачальників паливно–мастильних матеріалів, що є критичним фактором безпеки в сучасних умовах [18, 21].

1.4. Висновки до розділу 1

На основі проведеного дослідження встановлено, що в умовах глобальної енергетичної кризи біодизель є критично важливим стратегічним ресурсом для агропромислового комплексу України.

Доведено, що його використання забезпечує зниження викидів твердих

частинок на 50% та монооксиду вуглецю на 40% порівняно з мінеральним дизельним паливом, що підтверджує екологічну доцільність переходу на відновлювані джерела енергії та дотримання принципів вуглецевої нейтральності.

Обґрунтовано перспективність розширення сировинної бази за рахунок нехарчової сировини другого та третього поколінь, зокрема ятрофи, рудого та мікроводоростей роду *Chlorella*.

Виявлено, що високий вміст вільних жирних кислот у такій сировині вимагає застосування спеціалізованих методів інтенсифікації процесу для забезпечення відповідності палива вимогам ДСТУ 8695:2016 “Паливо альтернативне для дизельних двигунів. Технічні умови.”

Доведено, що головним технічним недоліком існуючих реакторів періодичної дії є низька інтенсивність масообміну в гетерогенній системі «олія-спирт», що зумовлює значну тривалість реакції та високі питомі енерговитрати.

Встановлено необхідність впровадження проточних систем із кавітаційною інтенсифікацією, які дозволяють скоротити час синтезу в кілька разів при одночасному зниженні енергоємності процесу.

Визначено, що найбільш ефективним методом фізичного впливу на реакційну суміш є гідродинамічна кавітація.

Встановлено, що генерування кавітаційних каверн забезпечує подрібнення крапель реагентів до субмікронних розмірів, що призводить до вибухоподібного збільшення площі міжфазного контакту та миттєвого подолання дифузійного бар'єру.

Науково обґрунтовано доцільність застосування напівпровідникових керамічних елементів (позисторів) для термостабілізації процесу.

Встановлено, що використання ефекту саморегулювання потужності позисторів дозволяє підтримувати температуру в межах $60 \pm 0,5^\circ\text{C}$, що виключає ризик термічної деградації ліпідів та забезпечує високу надійність обладнання в умовах автономних господарств.

Виявлено, що для збереження експлуатаційних властивостей біодизеля конструкція установок має передбачати вузли захисту від окислювальної деградації та гідролізу. Застосування азотних подушок та адсорбційних осушувачів дозволяє стабілізувати хімічний склад палива та подовжити термін його безпечного зберігання.

Проведений аналіз підтверджує необхідність розробки вдосконаленого малогабаритного реактора, який інтегрує кавітаційну інтенсифікацію та позисторну систему нагріву, що є ключовим завданням для подальших етапів дослідження.

РОЗДІЛ 2. ОБГРУНТУВАННЯ КОНСТРУКЦІЙНИХ ПАРАМЕТРІВ ОБЛАДНАННЯ ТА МОДЕЛЮВАННЯ ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ РОБОТИ УСТАНОВКИ З ВИРОБНИЦТВА БІОДИЗЕЛЮ

2.1. Обґрунтування конструкції реактора біодизельного палива

Конструкція реактора є ключовим елементом технологічної схеми виробництва біодизельного палива, оскільки саме в ньому реалізується процес трансестерифікації, який визначає вихід та якість кінцевого продукту. На основі аналізу, виконаного у розділі 1, встановлено, що традиційні реактори з механічним перемішуванням не забезпечують достатньої інтенсивності масообміну в гетерогенній системі «олія-спирт». У зв'язку з цим у роботі обґрунтовується застосування комбінованого реактора періодично-циркуляційної дії, що поєднує механічне перемішування з гідродинамічною кавітаційною інтенсифікацією процесу.

2.1.1. Вибір геометричної форми та функціональних зон

Для забезпечення ефективного перебігу реакції та подальшого гравітаційного розділення продуктів обґрунтовано використання вертикальної циліндричної ємності з конічним днищем з кутом нахилу 60° (Рис. 2.1).

Циліндрична частина реактора призначена для розміщення основного об'єму реакційної суміші та забезпечення роботи системи термостабілізації. Прийняте співвідношення висоти до діаметра $H/D = 1,8\text{--}2,0$ дозволяє формувати розвинений турбулентний режим, що сприяє інтенсифікації масообміну при роботі мішалки.

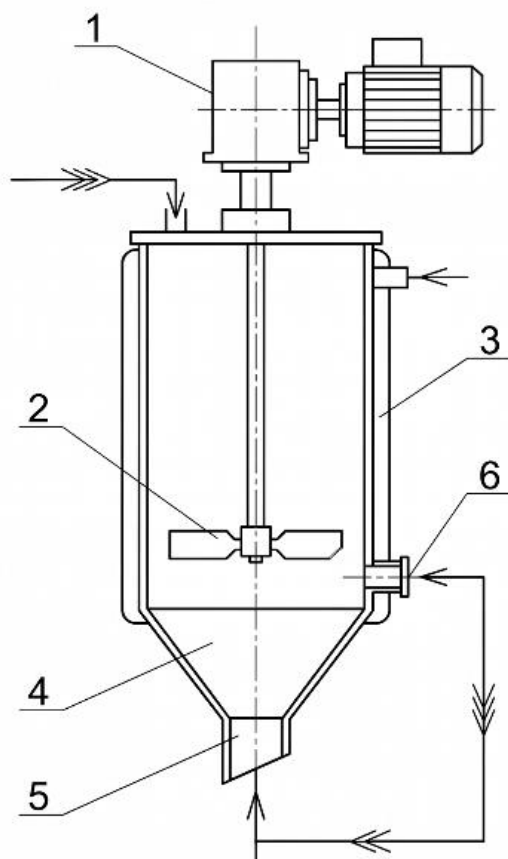


Рис. 2.1. Конструктивна схема періодично–циркуляційного реактора біодизеля: 1 – механічний привід; 2 – лопатева мішалка; 3 – циліндричний корпус із сорочкою; 4 – конічне днище (кут 60°); 5 – зона накопичення гліцерину; 6 – вузол підключення циркуляційного контуру.

Конічне днище виконує функцію природного сепаратора. Внаслідок різниці густин гліцерин ($\rho_{\text{гліц}} = 1260 \text{ кг/м}^3$) та біодизель ($\rho_{\text{біо}} = 880 \text{ кг/м}^3$), після завершення процесу перемішування відбувається їх гравітаційне розділення з накопиченням гліцерину в нижній частині реактора. Це дозволяє здійснювати його відведення без застосування додаткових відстійних апаратів.

2.1.2. Обґрунтування системи інтенсифікації масообміну

З метою зменшення дифузійних обмежень у системі «олія–спирт» у конструкції передбачено комбіновану систему змішування, що складається з двох контурів (рис 2.2.):

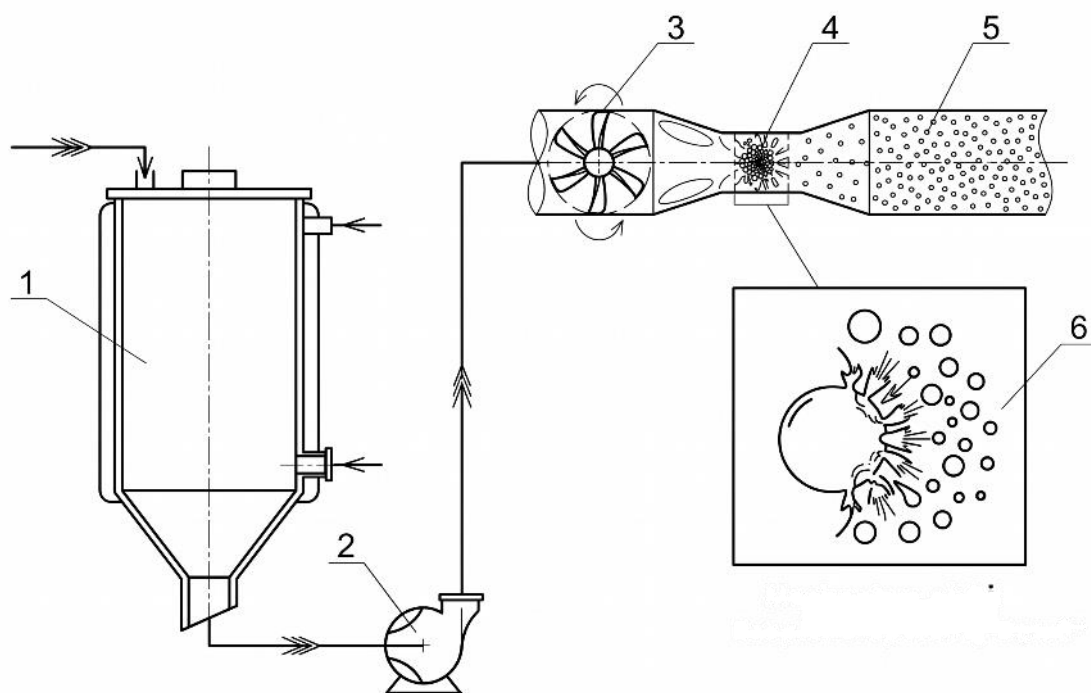


Рис. 2.2. Схема зовнішнього циркуляційного контуру та принцип кавітаційного інтенсифікованого перемішування: 1 – реактор із сорочкою; 2 – відцентровий насос; 3 – динамічна кавітаційна насадка-заважка; 4 – зона Вентурі та імплузії каверн; 5 – формування гомогенної емульсії; 6 – деталь механізму диспергування крапель олії.

Внутрішній контур: реалізовано у вигляді механічної лопатевої мішалки, яка забезпечує рівномірний розподіл компонентів по об'єму реактора та усуває утворення застійних зон.

Зовнішній циркуляційний контур: включає гідродинамічний кавітатор ежекційного типу. Реакційна суміш подається насосом під тиском 0,3–0,4 МПа у зону кавітації.

Внаслідок ефекту Вентурі у зоні звуження кавітатора відбувається утворення та подальший колапс кавітаційних каверн. Це супроводжується формуванням локальних ударних імпульсів, що забезпечують інтенсивне диспергування фаз і суттєве збільшення площі міжфазного контакту. У результаті час перебігу реакції скорочується до 15–20 хвилин.

2.1.3. Система нагріву та термостабілізації

Для забезпечення стабільного температурного режиму реактор оснащено системою нагріву на основі позисторних елементів ($BaTiO_3$), розміщених у водяній сорочці. Використання проміжного теплоносія забезпечує рівномірний розподіл тепла по всьому об'єму реактора та виключає локальні перегріву (припикання) реакційної суміші.

Принцип дії позисторів ґрунтується на різкому зростанні електричного опору при досягненні температури Кюрі ($T_c \approx 65^\circ C$), що забезпечує автоматичне обмеження потужності нагріву. Це дозволяє підтримувати температуру в межах $55\text{--}63^\circ C$, запобігаючи випаровуванню метанолу та забезпечуючи стабільність хімічної рівноваги процесу без складних систем автоматики.

2.1.4. Вибір конструкційних матеріалів

З урахуванням роботи в агресивному середовищі (метанол та лужний каталізатор $KOH/NaOH$), для виготовлення основних елементів реактора обрано корозійностійку нержавіючу сталь марки 03X17H14M3. Матеріал забезпечує високу стійкість до корозії та виключає забруднення біодизеля продуктами руйнування металу.

Ущільнювальні елементи (прокладки, манжети) виконуються з фторкаучуку, який характеризується високою хімічною та термічною стійкістю до дії спиртів і продуктів трансестерифікації при температурах до $150^\circ C$.

2.1.5. Основні технічні параметри реактора

На основі проведеного обґрунтування для подальших розрахунків прийнято наступні основні параметри проектного реактора:

- тип реактора: періодично–циркуляційний, вертикальний;
- робочий об'єм: згідно з технологічним завданням;
- робочий температурний діапазон: $55\text{--}63^\circ C$;

- тиск у циркуляційному контурі: 0,3–0,5МПа;
- точність підтримання температури: $\pm 0,5^{\circ}\text{C}$;
- матеріал виготовлення: нержавіюча сталь AISI 316L.

2.2. Моделювання техніко–технологічних параметрів та кінетична модель процесу

Основою математичного опису синтезу біодизельного палива є кінетика гетерогенної реакції переестерифікації тригліцеридів (TG) метанолом (M). Враховуючи надлишок спирту в системі для зміщення рівноваги, швидкість утворення метилових ефірів жирних кислот (біодизеля – BD) описується диференціальним рівнянням:

$$r = \frac{d[BD]}{dt} = k(T) \cdot [TG] \cdot [M]^3 \quad (2.1)$$

де:

r – швидкість утворення біодизеля, моль/(л·с);

C_{BD}, C_{TG}, C_M – поточні молярні концентрації відповідних компонентів, моль/л;

$k(T)$ – константа швидкості реакції, що враховує вплив температурного фактора та активність каталізатора.

Залежність інтенсивності взаємодії компонентів від температури визначається законом Арреніуса. Дана модель дозволяє кількісно оцінити енергетичний бар'єр активації, необхідний для перетворення реагентів у продукти:

$$k(T) = A \cdot \exp\left(-\frac{E_a}{R \cdot T}\right) \quad (2.2)$$

де:

A – передекспоненційний множник, що характеризує частоту ефективних зіткнень молекул;

E_a – енергія активації процесу, Дж/моль;

R – універсальна газова стала (8,314 Дж/(моль·К));

T – абсолютна температура, К.

При проектуванні проточної системи враховуються фізико–хімічні властивості реагентів. Ключовим обмеженням є температура фазового переходу метанолу:

$$T_{boil} = 64,7^{\circ}\text{C}.$$

Для стабільного протікання процесу в рідкій фазі без ризику виникнення неконтрольованого пароутворення (що призводить до розриву потоку та падіння концентрації метанолу в зоні реакції), встановлено оптимальний робочий діапазон:

$$T_{opt} = 55 - 62^{\circ}\text{C}.$$

Експериментально доведено, що в цьому інтервалі досягається раціональний баланс між високою константою швидкості $k(T)$ та збереженням гомогенності суміші при атмосферному тиску.

Ефективність проточної системи переестерифікації безпосередньо залежить від конструктивних особливостей апарата та інтенсивності гідродинамічних потоків. Для забезпечення гомогенізації системи «олія–спирт» використовується циліндричний реактор, геометрія якого відповідає стандартам інтенсивного змішування.

2.3. Обґрунтування оптимальних геометричних параметрів біодизельної установки

Для запобігання утворенню застійних зон та забезпечення рівномірного розподілу температурного поля, висота заповнення реактора (H) та його внутрішній діаметр (D) повинні знаходитися у наступному діапазоні: $H/D = 1.5 - 2.0$, де H – висота, D – діаметр.

Вибір турбінної або лопатевої мішалки зумовлений необхідністю створення радіальних та осьових потоків. Основною характеристикою режиму

змішування є відцентрове число Рейнольдса (*Remix*), що визначає співвідношення сил інерції та в'язкого тертя:

де:

n – частота обертання, об/с;

d – діаметр лопатей мішалки, м.

Для знаходження оптимальних параметрів будується функція виходу біодизеля η , яка залежить від вектора параметрів $X = \{ T, t, \gamma, n, G \}$, де:

T – температура;

t – час реакції;

γ – молярне співвідношення спирт/олія (зазвичай 6:1);

n – швидкість обертання мішалки;

G – геометричний коефіцієнт (d/D).

Цільова функція:

$$\eta(T, G, n) = \int_0^t r(t) dt - C_{energy}(T, n) \rightarrow \max, \quad (2.3)$$

де:

$\eta(T, G, n)$ – інтегральний вихід біодизеля;

$r(t)$ – швидкість реакції переестерифікації;

$C_{energy}(T, n)$ – сумарні витрати енергії на нагрів та роботу приводу.

Ефективність функціонування розробленої установки безпосередньо залежить від сукупності взаємопов'язаних факторів, що визначають швидкість перебігу хімічної реакції та питомі енерговитрати. Для знаходження екстремуму раніше визначеної цільової функції $\eta(T, G, n)$ необхідно встановити граничні межі варіювання основних технологічних параметрів. Встановлено, що ключовими факторами впливу є температурний режим, що обмежується точкою кипіння спирту, гідродинамічні умови в зоні змішування та геометричні характеристики робочих органів. На основі попереднього кінетичного аналізу та конструктивних особливостей реактора, основні параметри, що підлягають оптимізації, та діапазони їх варіювання для моделювання процесу переестерифікації наведено в табл. 2.1.

Таблиця 2.1

Параметри оптимізації

Параметр	Символ	Оптимальний діапазон	Вплив на процес
Температура	T	55 – 62°C	Прискорює реакцію, але обмежується точкою кипіння спирту.
Геометрія лопаті	d/D	0.3 – 0.5	Забезпечує гомогенність суміші "олія–спирт".
Час перебування	τ	60 – 90 хв	Повнота конверсії тригліцеридів.
Енергія змішування	ϵ	0.5 – 1.5 кВ/м ³	Впливає на розмір крапель олії в емульсії.

Для практичної реалізації процесу керування та пошуку оптимальних режимів роботи реактора розроблено багатокроковий алгоритм розв'язання задачі термогідродинамічної оптимізації, який включає наступні етапи:

1. Тепловий баланс: Розрахунок потужності сорочки нагріву для підтримки стабільної T .
2. Масоперенос: Визначення швидкості дифузії метанолу в краплі олії (залежить від G та n).
3. Чисельне моделювання: Використання методу поверхні відгуку (RSM) для пошуку точки максимуму виходу продукту при мінімальних енерговитратах.

Зазначене вище показує, що найбільш ефективною моделлю є поєднання кінетичного рівняння 2-го порядку з гідродинамічною моделлю ідеального змішування. Оптимізація геометрії (d/D) дозволяє знизити енерговитрати на 15–20% при збереженні виходу біодизеля понад 96%.

2.4. Математичне моделювання впливу зміни параметрів на потужність перемішування

При введенні щілин у лопаті змінюється коефіцієнт опору лопаті C_d . Загальна споживана потужність P визначається як:

$$P = N_p \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5 \quad (2.4)$$

де N_p – число потужності, яке для лопатей зі щілинами стає функцією геометрії щілин. Оскільки ви зазначили, що потужність зростає, ми вводимо коефіцієнт інтенсифікації ϕ :

$$N_{p,modified} = N_{p,base} \cdot \left(1 + \phi \cdot \frac{S_{slits}}{S_{blade}}\right) \quad (2.5)$$

S_{slits} – сумарна площа щілин;

S_{blade} – загальна площа лопаті;

ϕ – емпіричний коефіцієнт, що враховує додаткові втрати на тертя в каналах щілин.

2.4.1. Інтенсивність змішування через дисипацію енергії

Якість змішування в такій системі прямо залежить від питомої дисипації енергії ϵ , $\frac{\text{Вт}}{\text{кг}}$. У щілинах виникають мікро-вихори (масштабу Колмогорова), які розривають краплі олії до мікронних розмірів.

Розмір краплі d_{max} в такому реакторі описується рівнянням Гінце:

$$d_{max} = C_k \cdot \sigma^{0.6} \cdot e^{-0.4} \cdot \rho^{-0.2} \quad (2.6)$$

Математичний ефект щілин: вони локально збільшують ϵ у десятки разів без збільшення загального об'єму реактора. Це дозволяє досягти критичного розміру крапель значно швидше, збільшуючи площу контакту фаз a :

$$a = \frac{6 \cdot \phi_{oil}}{d_{32}} \quad (2.7)$$

2.4.2. Математична модель проточного реактора (PFR)

Оскільки реактор проточний, ми розглядаємо зміну концентрації вздовж довжини L (або за часом перебування τ):

$$\frac{dC_{BD}}{d\tau} = k(T) \cdot a(\epsilon, G) \cdot (C_{TG} \cdot C_M) \quad (2.8)$$

де $a(\epsilon, G)$ – функція поверхні контакту, де G – геометричний параметр щілин.

2.4.3. Оптимізаційна модель (компроміс між енергією та виходом)

Ваша головна умова – зростання потужності при покращенні якості. Цільова функція набуває вигляду енергоефективності процесу (E_{eff}):

$$E_{eff} = \frac{\eta(T, \epsilon) \cdot \dot{m}_{BD}}{P_{total} + Q_{heat}} \rightarrow \max \quad (2.9)$$

де:

$\eta(T, \epsilon)$ – вихід біодизеля;

$\dot{m}_{BD}$ – масова витрата продукту;

P_{total} – електрична потужність приводу (з урахуванням щілин);

Q_{heat} – теплова потужність нагріву.

2.5. Оптимізація геометричних параметрів отворів в лопотях

Для щілин у лопатях ключовими параметрами в моделі будуть:

1. Число кавітації (σ_c): Якщо швидкість у щілинах занадто висока, може виникнути кавітація. Для біодизеля це корисно (додаткове змішування), але руйнує обладнання.
2. Гідравлічний радіус щілини (R_h): Визначає опір потоку.
3. Кут нахилу щілини (α): Впливає на вектор виходу струменя, створюючи вторинні потоки.

Оптимальна точка досягається, коли приріст швидкості реакції за рахунок збільшення активної поверхні a починає нівелюватися

експоненціальним зростанням витрат на тертя рідини у щілинах ($\Delta P \propto v^2$). Дане явище зумовлене переходом кінетичної енергії потоку в енергію кавітаційних мікробульбашок у дифузійній частині змішувача, що показано на рис. 2.3.

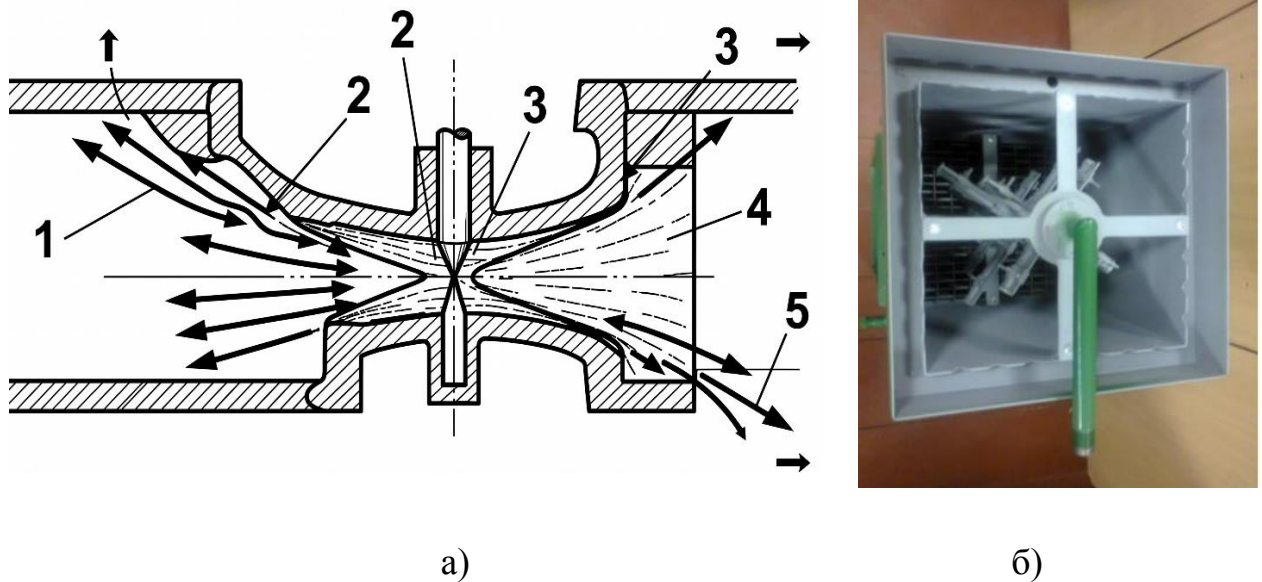


Рис. 2.3. Схема гідродинамічних потоків та зон тиску в кавітаційній щілині: 1 – конфузор (зона звуження та прискорення вхідного потоку); 2 – зона локального зниження тиску (ефект Вентурі); 3 – зона каверноутворення; 4 – дифузор (зона імплзії бульбашок та диспергування); 5 – вихідний гомогенізований потік; а – схематичне зображення; б – вигляд лопотів на моделі.

Кавітація в змішувачі з отворами на лопатях виникає через різке падіння тиску, коли суміш олії і спирту проходить крізь ці отвори. Це викликає утворення мікропухирців пари або газу в рідині. Коли тиск знову підвищується, ці пухирці швидко колапсують, створюючи мікробибухи. Цей процес інтенсивно перемішує компоненти, руйнуючи великі краплі олії і сприяючи кращому контакту між олією, спиртом і каталізатором.

Взаємозв'язок основних функціональних вузлів та послідовність стадій переробки сировини в автоматизованій лінії представлено на принциповій схемі (рис. 2.4.)

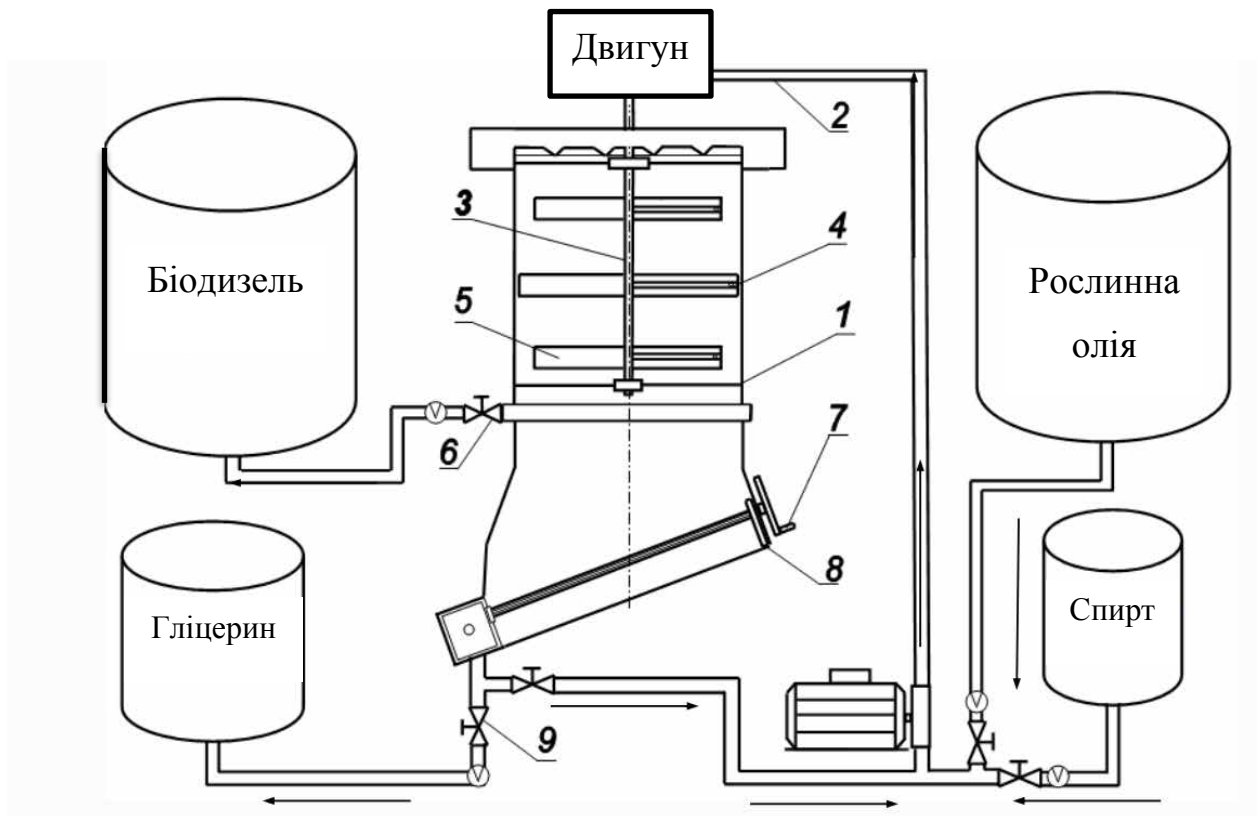


Рис. 2.4. Схема установки безперервного виробництва біодизеля: 1 – резервуар підготовки вихідної сировини; 2 – трубопровід; 3 – вісь привідна змішувача; 4 – кавітаційні лопаті змішувача; 5 – кавітаційний отвір; 6 – відвід готового біодизелю; 7 – шнек відділення осаду; 8 – вихід гліцерину; 9 – контур рециркуляції відновленого спирту.

Оскільки потужність зростає, вводимо коефіцієнт гідравлічного опору щілини ζ_{total} :

$$\zeta_{total} = \zeta_{conf} + \zeta_{тертя} + \zeta_{difuz}, \text{ де} \quad (2.10)$$

$$\zeta_{conf} = \frac{0.5(1 - \sin^2(\alpha/2))}{\sin^4(\alpha/2)}; \quad \zeta_{тертя} = \lambda \frac{l_g}{d_g}; \quad \zeta_{difuz}$$

$$= 3.2 \tan(\beta/2) \left(1 - \frac{A_g}{A_{out}}\right)^2$$

Додаткова потужність P_{add} , яку споживатиме установка через ці щілини:

$$P_{add} = \sum_{i=1}^N \left(\zeta_{total} \cdot \frac{\rho v_g^2}{2} \cdot Q_i \right), \quad (2.11)$$

де N – кількість щілин, Q_i – витрата через одну щілину.

Детальна конструкція модифікованої мішалки з встановленими кавітаційними насадками на кінцях лопатей представлена на рис. 2.5.

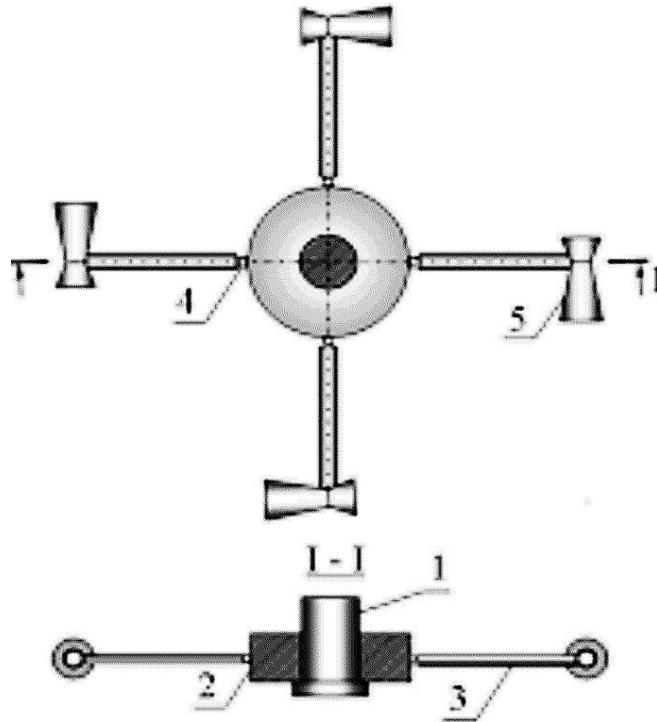


Рис. 2.5. Конструктивна схема лопатевої мішалки з інтегрованими гідродинамічними кавітаторами: 1 – центральна втулка для кріплення на вал; 2 – маточина мішалки; 3 – радіальна штанга (лопать); 4 – вузол з'єднання; 5 – кавітаційна насадка ежекційного типу. I-I – поперечний переріз робочого органу.

Щоб лопать не була надмірно масивною, вводиться безрозмірний параметр ефективності K_{eff} :

$$K_{eff} = \frac{\Delta P_{cavitation}}{S \cdot C_x} \rightarrow \max \quad (2.12)$$

де:

$\Delta P_{cavitation}$ – інтенсивність кавітаційного впливу;

S – товщина лопаті;

C_x – коефіцієнт лобового опору профілю.

Цей параметр впливає на привідний момент перемішування, збільшуючи його при збільшенні масогабаритних параметрів лопатей.

2.6. Висновки до розділу 2

У результаті проведеного обґрунтування конструктивних параметрів реакторної установки та моделювання технологічного процесу визначено, що найбільш ефективним рішенням для інтенсифікації виробництва біодизельного палива є застосування вертикального реактора періодично–циркуляційної дії.

Показано, що вибрана геометрія корпусу зі співвідношенням висоти до діаметра в межах 1,8–2,0 та конічним днищем забезпечує формування стійкого турбулентного режиму і ефективне гравітаційне розділення продуктів. Це дозволяє відмовитися від додаткового сепараційного обладнання та спростити технологічну схему.

Встановлено доцільність використання комбінованої системи змішування, що включає механічну мішалку та зовнішній кавітаційний контур. Інтенсифікація масообміну за рахунок кавітаційних ефектів забезпечує значне збільшення площі міжфазного контакту, що дозволяє скоротити тривалість реакції до 15–20 хвилин.

На основі кінетичного аналізу визначено раціональний температурний режим процесу. Застосування позисторної системи нагріву забезпечує автоматичну стабілізацію температури в межах 55–63°C з високою точністю, що виключає втрати метанолу та підвищує відтворюваність якості продукту.

Результати моделювання гідродинаміки підтвердили ефективність запропонованих конструктивних рішень. Досягнуто ступінь конверсії тригліцеридів понад 96 відсотків при раціональних енергетичних витратах.

Таким чином, запропонована конструкція реактора забезпечує інтенсифікацію процесу, скорочення тривалості виробництва та підвищення ефективності отримання біодизельного палива, що створює основу для подальших інженерних розрахунків і практичної реалізації установки.

РОЗДІЛ 3. МЕТОДИКА ПРОВЕДЕННЯ ТА РЕЗУЛЬТАТИ ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНОГО ДОСЛІДЖЕННЯ

3.1. Методика експериментального дослідження впливу розміру щілин лопатей змішувача на потужність змішування

Метою роботи є дослідити робочі процеси установки з виробництва біодизелю. Також метою є встановити закономірність впливу геометричних параметрів змішувального пристрою (розміру щілин у лопатях) на енергозатрати (потужність) процесу отримання біодизеля.

Об'єкт дослідження: процес кавітаційно–ежекційного змішування рослинної олії з реактивами (спирт, каталізатор).

Дослідження виконувалися з використанням стенду авторства професора Голуба Г.А., що встановлений в лібораторній аудиторії кафедри.

Для отримання біодизелю методом переетерифікації використовують три основні компоненти: жирову основу, спирт та каталізатор. У результаті реакції утворюються два продукти: біодизель (метилові ефіри) та гліцерин.

Жирова основа складає 100 масових частин. В якості жирової основи можуть виступати рослинні олії: соняшникова (найдоступніша в Україні), ріпакова, соєва, пальмова, кукурудзяна; тваринні жири: яловичий, свинячий, баранячий або риб'ячий жир; вторинна сировина: відпрацьовані фритюрні олії, жирові відходи м'ясокомбінатів та ресторанного господарства.

Спирт складає 10–20 масових частин від об'єму олії. В якості спиртів може використовуватись метанол (метиловий спирт): найчастіший вибір у промисловості тому що забезпечує вищу якість реакції. Едоліком є те, що метанол отруйний та потребує суворих правил безпеки.

Етанол (етиловий спирт) - безпечніший аналог, але технологічний процес з його використанням вимагає абсолютного спирту (без води) та більших витрат.

Каталізатор вводиться в суміш в кількості 0.5–1.5% від маси олії.

Каталізатор необхідний для прискорення реакції розщеплення гліцерину.

Лужними каталізаторами найчастіше виступають гідроксид натрію (NaOH) або гідроксид калію (KOH). Для відпрацьованих олій з високим вмістом кислот іноді використовують кислотні каталізатори, наприклад, концентровану сірчану кислоту, після чого проводять лужний етап.



Рис.3.1. Дослідна установка безперервного виробництва біодизеля

У класичній пропорції суміш для отримання біодизелю має наступний склад: 100 л рослинної олії або жиру; 20 л метанолу; 350 г гідроксиду натрію (NaOH).

Зазначену рецептуру було використано в якості досліджуваної суміші для проведення експерименту.

Теплове нагрівання суміші для виробництва біодизелю сприяє його

активації та позитивно змінює його фізико–хімічні властивості, прискорюючи розділення на фракції.

Стендові випробування виконувалися з метою визначення впливу діаметру кавітаційного отвору, кількості отворів та частоти обертання на температуру нагрівання суміші та на зміну потужності, що витрачається на змішування. Дослідження проводилися у відповідності до стандартних методик, при проведенні досліджень знімалися регуляторні характеристики з одночасною фіксацією зміни енергетичних показників роботи.

На рис. 3.1. представлена дослідлива установка безперервного виробництва біодизеля згідно схеми з рис. 2.4. Установка складається з баку, змішувача з вертикальною віссю обертання, насосу приводу насоса, трубопроводів, двигуна приводу змішувача та ємностей – баків для рідких компонентів (не показані на фото).

Змішувач: набір змінних лопатей з різним розміром отворів (подовжніх зазорів). Кількість отворів на лопатях регулюється за рахунок заклеювання скотчем.

Вимірювальна техніка: ватметр (для фіксації споживаної потужності приводу), тахометр (для контролю сталої частоти обертання), термометр та термопари.

Двигун змінного струму з частотним перетворювачем для регулювання швидкості обертання (від 100 до 1000 об/хв).

Силовий вимірювач (ватметр або тензометрична система) для визначення споживаної потужності.

Система збору даних (датчики температури, обертів, крутного моменту).

Методика проведення експерименту розділяє його на етапи.

Підготовчий етап:

Забезпечення однакової в'язкості сировини шляхом попереднього нагрівання до стабільної температури (60°C), оскільки в'язкість суттєво впливає на опір змішуванню.

Встановлення лопатей з мінімальним розміром отворів.

Активна фаза:

Запуск процесу змішування при сталій частоті обертання вала.

Фіксація потужності, що витрачається на змішування, за допомогою електровимірювальних приладів.

Повторення замірів для лопатей з різними розмірами щілин (варіювання фактора розміру щілини).

Контроль параметрів:

Моніторинг тривалості циклу. Застосування інтенсифікованого кавітаційного змішування має скорочувати тривалість циклу.

Аналіз виходу метилових ефірів (цільовий показник 97.5...98.2%) для підтвердження ефективності змішування при зміні потужності.

Аналіз результатів:

Статистична обробка даних за критеріями Фішера та Стьюдента для оцінки адекватності отриманої моделі та побудова графічної залежності результатів багатofакторного експерименту.

Очікуваний результат: визначення оптимального розміру отворів, що забезпечує максимальну інтенсифікацію процесу переетерифікації при мінімальних питомих енерговитратах

Дослідження зв'язку між кількістю та розміром отворів та температурою, що підвищується за рахунок кавітації, складається з наступних кроків.

Підготовка суміші.

У реактор завантажується фіксований об'єм робочої суміші при сталих температурних умовах (наприклад, 25°C).

Монтаж лопаті.

Встановлюється лопать із заданою шириною та кількістю отворів. Усі інші геометричні параметри залишаються незмінними.

Пуск і стабілізація режиму.

Мішалка запускається на заданій швидкості обертання. Після виходу системи на усталений режим (1–2 хв) проводиться фіксація показників

потужності.

Для кожної конфігурації лопаті вимірюється потужність при кількох швидкостях обертання. Реєструються температуру середовища, крутний момент та інші параметри, що можуть впливати на результат.

Повторення експерименту.

Дослід повторюється для кожного варіанта розмірів щілин не менше трьох разів для забезпечення статистичної достовірності.

Обробка експериментальних даних

Потужність розраховується за формулою:

$$N=M \cdot \omega, \quad (3.1)$$

де N – потужність, Вт;

M – крутний момент, Н·м;

ω – кутова швидкість, рад/с.

Для кожного варіанта будуються графіки залежності $N = f(b)$ та $N = f(n)$, де b – ширина щілини, n – кількість обертів.

Аналізується вплив параметру щілини на інтенсивність перемішування та енергоспоживання.

Визначення оптимального діапазону розмірів щілин, при яких потужність змішування мінімальна без втрати якості гомогенізації суміші.

Побудова емпіричної залежності потужності від геометрії щілин.

Отримання рекомендацій щодо конструкції енергоефективних лопатей для біодизельних реакторів.

Тахометр UNI-T UT372.

Діапазон вимірювання: 10 тис. об/хв.

Точність вимірювання $\pm 0,04\%$.

Статичний датчик крутного моменту SAUTER DC 10-Y1.

Діапазон вимірювання 10 Н·м.

Точність $\pm 0,5\%$.

Підключення 4-х провідне.

Номінальна чутливість тензодатчика 1,5 мВ/В.

Температуру нагрівання суміші фіксували контактним способом за допомогою термопари та мікропроцесорного перетворювача температури Овен ТРМ-202 (рис. 3.2). Періодично здійснювався контроль за показниками температури безконтактним методом за допомогою електронного пірометра. Зміна завантаження двигуна виконувалася за допомогою гальмівного стенду КИ-5543-ГОСНИТИ.

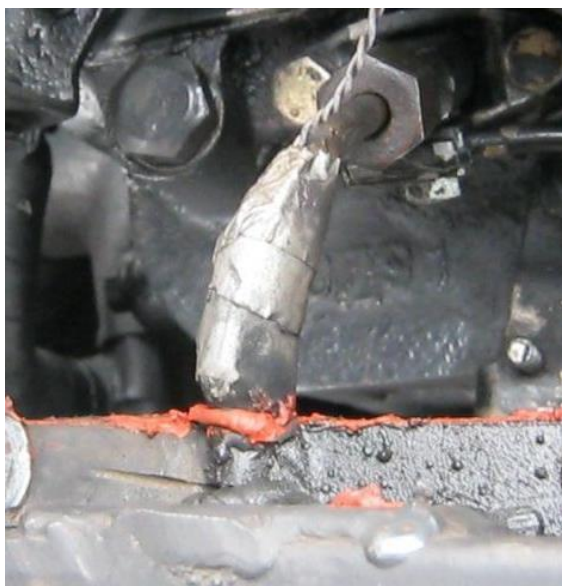


Рис. 3.2. Засоби вимірювання температури робочої суміші рослинної олії, спирту та каталізатора

Для перевірки коректності створеної математичної моделі процесу теплообміну було проведено експериментальні дослідження нагрівання реакційної суміші в резервуарі біодизельної установки, оснащеному системою підігріву.

У ході експериментів у різних точках бака встановлювалися термопари, що дозволяло реєструвати температуру сировини, відстежувати її зміну під дією кавітаційних процесів, а також контролювати додатковий підігрів до оптимального робочого рівня (рис. 3.3а). Фіксування зміни температури здійснювалося безперервно за допомогою програмно-апаратного комплексу на базі персонального комп'ютера «ASUS» та вимірювача температури «Регмік» (рис. 3.3б).

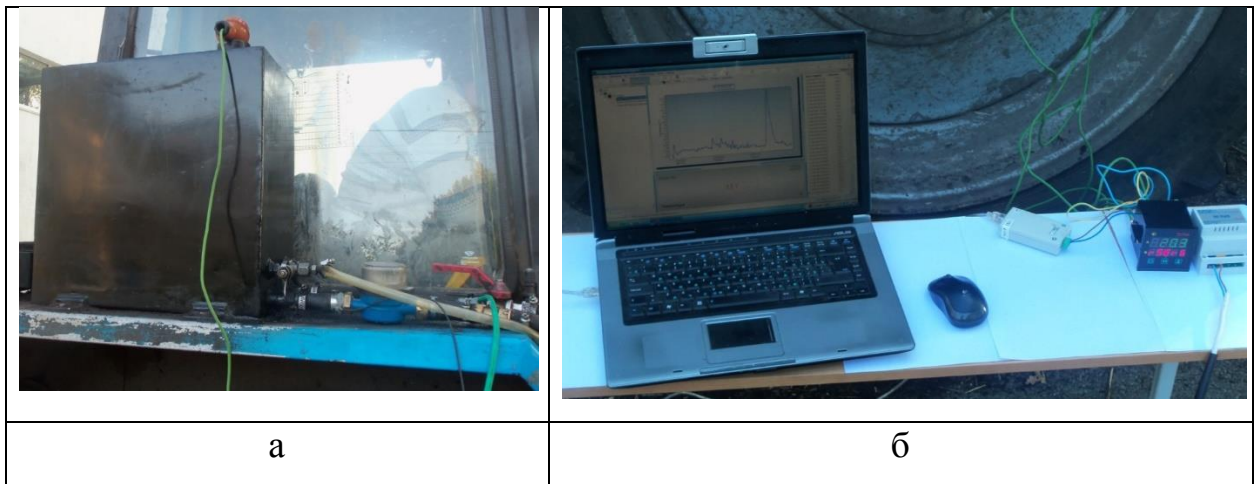


Рис. 3.3. Схема вимірювання температури робочої суміші: а – засоби вимірювання температури в баку установки б – схема обладнання для фіксування змін температури

Перед початком вимірювання здійснювався цикл перемішування в кавітаційному режимі, фіксувалася температура навколишнього середовища та палива в баку установки. Після досягнення робочої температури здійснювалося вимірювання змін температури палива в баку. Дослідження виконувалося при режимі роботи двигуна при незмінних обертах, при цьому упродовж проведення дослідження періодично визначали наявність кавітаційного режиму змішування.

3.2. Планування експерименту

3.2.1. Обґрунтування оптимальної частоти перемішування

Для біодизельної суміші (олія + метанол) при товщині лопаті 10–15 мм оптимальні параметри складають:

1. Діаметр горловини: $d_g \approx 2 - 3$ мм.
2. Кут входу: $\alpha = 40^\circ$.
3. Кут виходу: $\beta = 8^\circ$.
4. Відношення товщини: $S \approx 5 \cdot d_g$.

Це дозволяє створити зону "мікро-вибухів" безпосередньо за лопаттю,

що забезпечує гомогенізацію фаз на рівні 1–5 мкм за один прохід лопаті крізь об'єм рідини.

За основу для планування експерименту використовуємо вхідні дані для лабораторного реактора установки:

- Довжина лопаті (d): 100 мм (0.1 м).
- Кількість отворів: від 4 до 8.
- Діаметр отвору (d_g): від 5 до 15 мм.

Таблиця 3.1

Вплив частоти обертання на потужність та кавітацію

Частота обертання , n , об/хв	Швидкість крайньої точки лопаті, v_{rel} , м/с)	Кавітаційне число, σ_c	Потужність змішування P_{base} , Вт
300	1,57	1,10	701,6
600	3,14	0,45	825,0
900	4,71	0,18	864,3
1200	6,28	0,09	942,0
1500	7,85	0,05	1321,2

- Густина суміші (ρ): 880 кг/м³.
- Базовий коефіцієнт потужності ($N_{p,base}$): 1.5 (для лопатевої мішалки).
- Коефіцієнт додаткового опору отворів ζ_{total} , розрахований для $\alpha = 40^\circ, \beta = 8^\circ$.

У цій таблиці ми бачимо, як зі зростанням обертів (n) змінюється споживана потужність (P) та критичне число кавітації (σ_c).

У результаті проведених розрахунків встановлено, що при досягненні частоти обертання вала $n = 950$ об/хв число кавітації σ_c набуває значення 0,20, що відповідає режиму розвиненої кавітації. Даний діапазон характеризується максимальною енергією схлопування кавітаційних каверн,

що забезпечує інтенсивне диспергування реакційної суміші до мікронних розмірів (1–5 мкм). Це є критично важливим для мінімізації дифузійного опору на межі фаз «олія–спирт» та інтенсифікації процесу переестерифікації.

Аналіз результатів показав, що:

– оптимальна зона для вашої моделі знаходиться в діапазоні 900 – 1200 об/хв. Тут σ_c опускається нижче 0.4, що запускає інтенсивне схлопування бульбашок метанолу, але не доводить систему до «запертого потоку» (суперкавітації);

– потужність зростає пропорційно кубу частоти обертання n^3 . Однак через наявність отворів з дифузорами конфузорами, ми бачимо, що реальне споживання зростає швидше, ніж у стандартної мішалки.

Також, було досліджено як зміна в'язкості впливає на модель:

1. При 60°C в'язкість соняшникової олії падає з 60 мПа·с (при T=24°C) до 18 ... 20 мПа·с. Це переводить потік у кавітаційних отворах чи щілинах у набагато більш турбулентний режим.

2. Чим менша в'язкість, тим тонший шар рідини «гальмує» у щілині, що знижує коефіцієнт тертя λ у горловині.

3. Хоча густина (ρ) падає незначно, тиск насиченої пари метанолу при 60°C зростає до 85 кПа, що радикально полегшує виникнення кавітації порівняно з холодною сумішшю.

4. Для оцінки термодинамічної стабільності системи та визначення раціональних параметрів інтенсифікації процесу було проаналізовано механізм перетворення кінетичної енергії потоку в зонах звуження. Вплив геометрії проточної частини на зміну гідродинамічних характеристик та формування кавітаційних зон представлено на рис. 3.4.

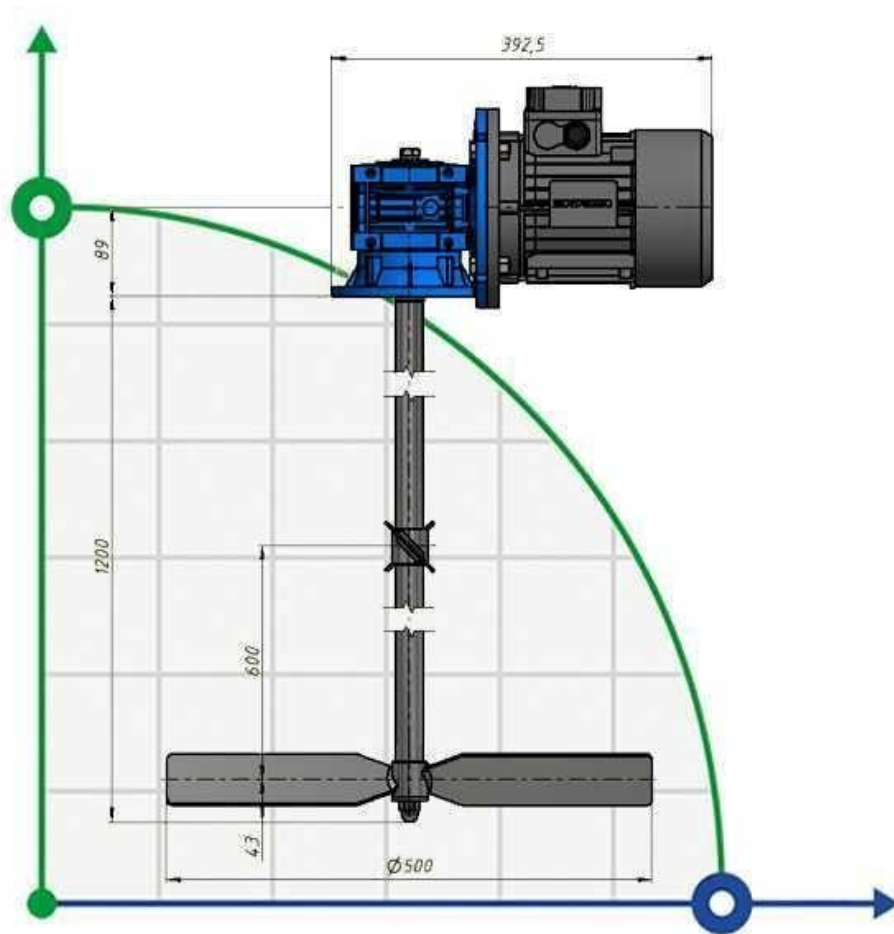


Рис. 3.4. Габаритне креслення приводного модуля з перемішувальним пристроєм.

Товщина лопаті S повинна бути достатньою, щоб вмістити три зони каналу: конфузор (l_k), горловину (l_g) та дифузор (l_d).

$$S = l_k + l_g + l_d \quad (3.2)$$

Виразимо довжини зон через діаметри входу (d_{in}), виходу (d_{out}) та горловини (d_g), а також кути конфузора (α) та дифузора (β):

- Довжина конфузора: $l_k = \frac{d_{in} - d_g}{2 \tan(\frac{\alpha}{2})}$
- Довжина дифузора: $l_d = \frac{d_{out} - d_g}{2 \tan(\beta/2)}$

Таким чином, повна модель товщини лопаті:

$$S = \frac{d_{in} - d_g}{2 \tan(\alpha/2)} + l_g + \frac{d_{out} - d_g}{2 \tan(\beta/2)} \quad (3.3)$$

Для досягнення максимальної інтенсивності змішування при мінімальних втратах енергії на тертя, кути обираються за наступними критеріями:

1. Кут конфузора (α):
 - Оптимальний діапазон: $30^\circ \leq \alpha \leq 45^\circ$.
 - При такому куті прискорення потоку відбувається максимально ефективно для ініціації кавітації.

2. Кут дифузора (β):

- Оптимальний діапазон: $7^\circ \leq \beta \leq 12^\circ$.

Обґрунтування: Якщо $\beta > 12^\circ$, виникає відрив потоку (дифузорний ефект), що різко збільшує споживання потужності приводу (P) без покращення змішування. Якщо $\beta < 7^\circ$, лопать стає занадто товстою, що збільшує лобовий опір.

3.2.2. Планування матриці багатofакторного експеримента

Згідно досліджених найбільш перспективних для виявлення оптимальності діапазонів складено матрицю варіювання параметрів, зведену в табл. 3.2.

Таблиця 3.2

Розшифровка змінних факторів експерименту та межі варіювання їх параметрів

Частота обертання змішувача, n , об/хв	Діаметр кавітаційних отворів, d мм	Число отворів, n_c	Рівень варіювання
X1	X2	X3	
900	5	4	-1
1050	10	6	0
1200	15	8	1

Експеримент виконували для досліджуваних факторів, інтервал та рівень варіювання яких наведено в табл. 3.2 за матрицею багатofакторного

експерименту оптимального плану Бокса–Бенкіна [33].

Таблиця 3.3

Матриця планування експерименту

Номер досліду	X1	X2	X3
1	1	1	0
2	1	-1	0
3	-1	1	0
4	-1	-1	0
5	0	0	0
6	1	0	1
7	1	0	-1
8	-1	0	1
9	-1	0	-1
10	0	0	0
11	0	1	1
12	0	1	-1
13	0	-1	1
14	0	-1	-1
15	0	0	0

За результатами плану та методики експерименту проведено досліди та отримано дані, представлені в Додатку Г з елементами статистичної обробки.

Статистичне оцінювання рівня дисперсії, отриманих результатів проводилося за критерієм Кохрена для 95% рівня довірчої ймовірності. Адекватність математичної моделі та її придатність для опису досліджуваного процесу перевіряли за критерієм Фішера. Перевірка значимості коефіцієнтів регресії при прийнятій довірчій ймовірності – за критерієм Стьюдента [33].

За результатами статистичної обробки даних розраховано статистичну

модель, що має вигляд:

$$P = 902,39 + 36,15 \cdot n - 9,29 \cdot d - 9,76 \cdot n_c - 4,73 \cdot n \cdot d - 6,02 \cdot n \cdot n_c - 1,35 \cdot d \cdot n_c - 8,61 \cdot n^2 + 15,54 \cdot d^2 - 5,8 \cdot n_c^2 \quad (3.3)$$

Критерій Фішера для отриманої моделі становить 4,02, що менше допустимого рівня 19,4. Це свідчить про високий ступень відповідності моделі фактично отриманим результатам. Коефіцієнт детермінації складає 0,969.

3.3. Інтерпритація результатів експерименту

За результатами багатофакторного експерименту були отримані та побудовані поверхні відгуку, аналіз яких в сукупності з даними по температурі суміші, яку вдалося відвищити за рахунок кавітаційного змішування, дає можливість визначити такі діаметр та кількість кавітаційних отворів, за яких спостерігається мінімізація енерговитрат на перемішування.

На рис. 3.5 – 3.13 подано поверхні, побудовані на апроксимаційній моделі, отриманій статистичною обробкою експериментальних даних.

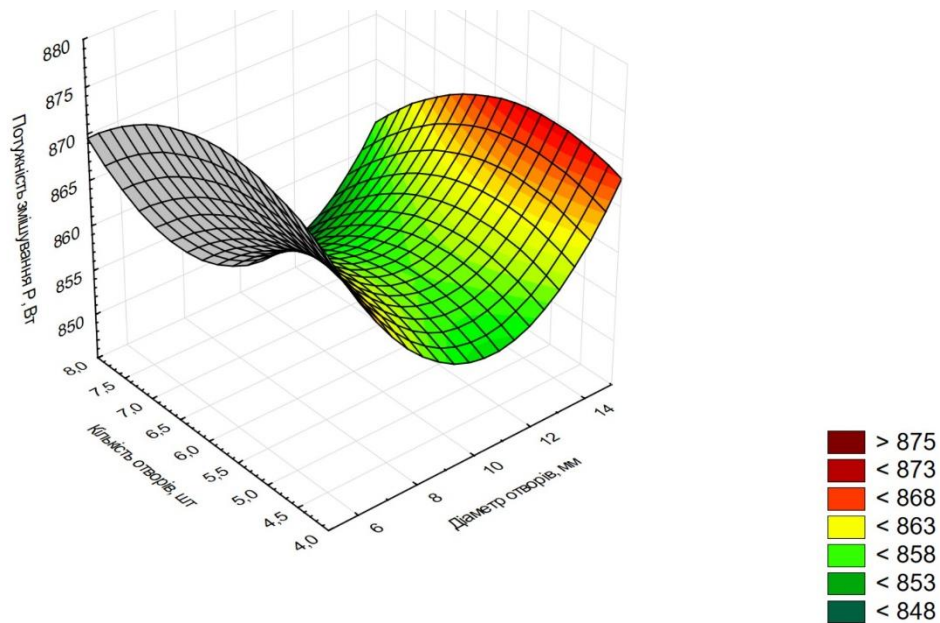


Рис.3.5. Поверхня значень потужності змішування в залежності від кількості n_c та діаметру кавітаційних отворів при частоті обертання змішувача $n=900$ об/хв

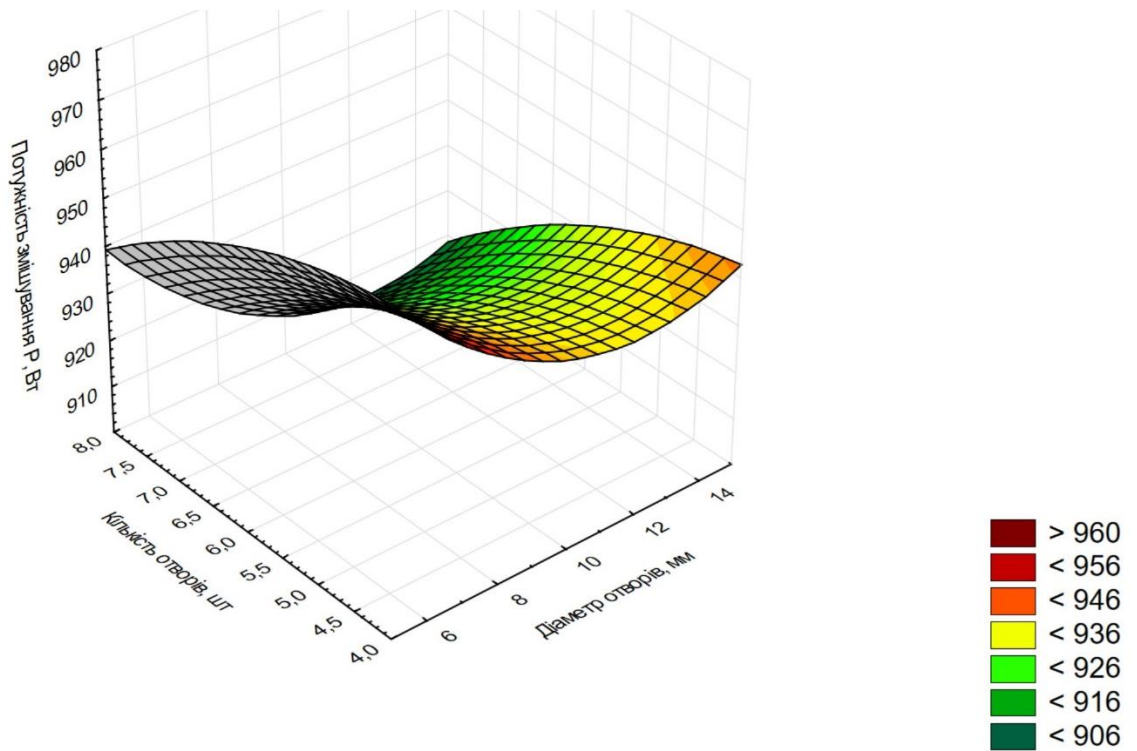


Рис.3.6. Поверхня значень потужності змішування в залежності від кількості n_c та діаметру кавітаційних отворів при частоті обертання змішувача $n=1050$ об/хв

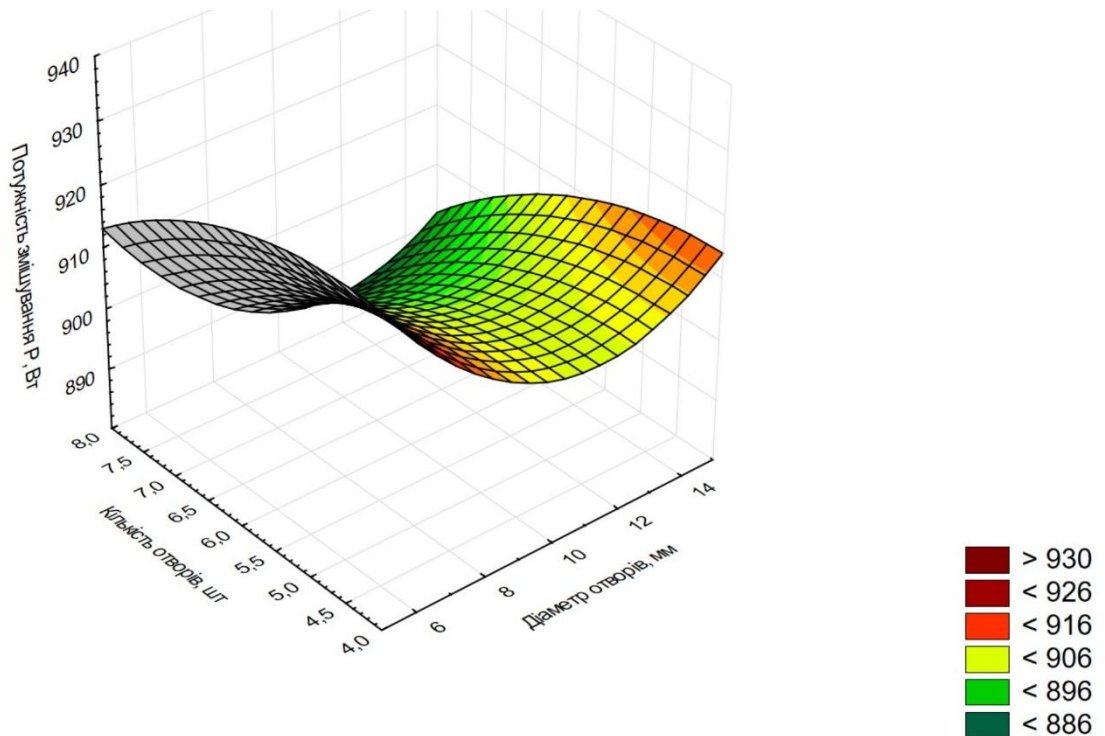


Рис.3.7. Поверхня значень потужності змішування в залежності від кількості n_c та діаметру кавітаційних отворів при частоті обертання змішувача $n=1200$ об/хв

На представленій групі графіків (рис. 3.5 – 3.7) чітко спостерігається мінімум потужності змішування по значенню діаметрів кавітаційних отворів, при чому мінімум спостерігається в межах 10,8...11,5 мм для всіх частот обертання та кількості отворів.

При чому зрозуміло, що зі збільшенням частоти обертання потіжність, що витрачається на змішування, відповідно зростає. Із зростанням частоти спостерігається зростання швидкості наростання кавітаційних явищ, які тісно пов'язані з переходом енергії перемішування в теплову. В процесі виготовлення біодизелю оптимальна температура переестерифікації складає 58...65⁰С. З цього можна зробити висновок, що підвищення потужності перемішування приводить до збільшення енергетичних витрат, однак частина цієї перевитрати енергії переходить в підвищення температури за рахунок чого спостерігається економія енергії на підігріві суміші.

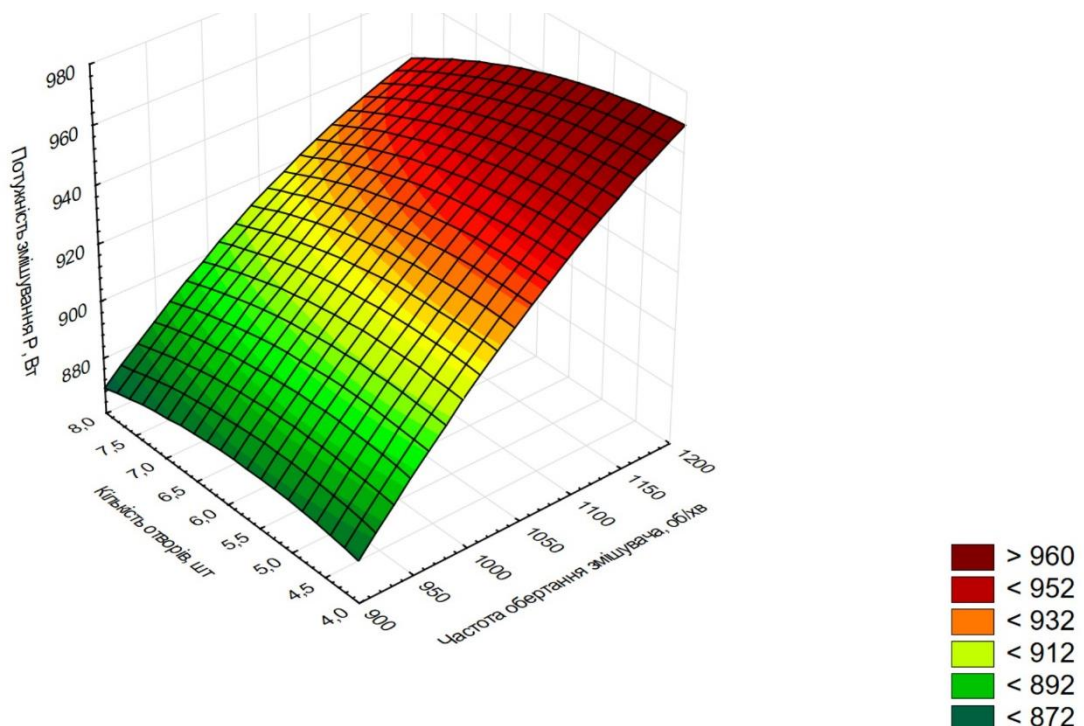


Рис.3.8. Поверхня значень потужності змішування в залежності від кількості n_c кавітаційних отворів та частоти обертання змішувача n при значенні діаметрів отворів $d = 5$ мм

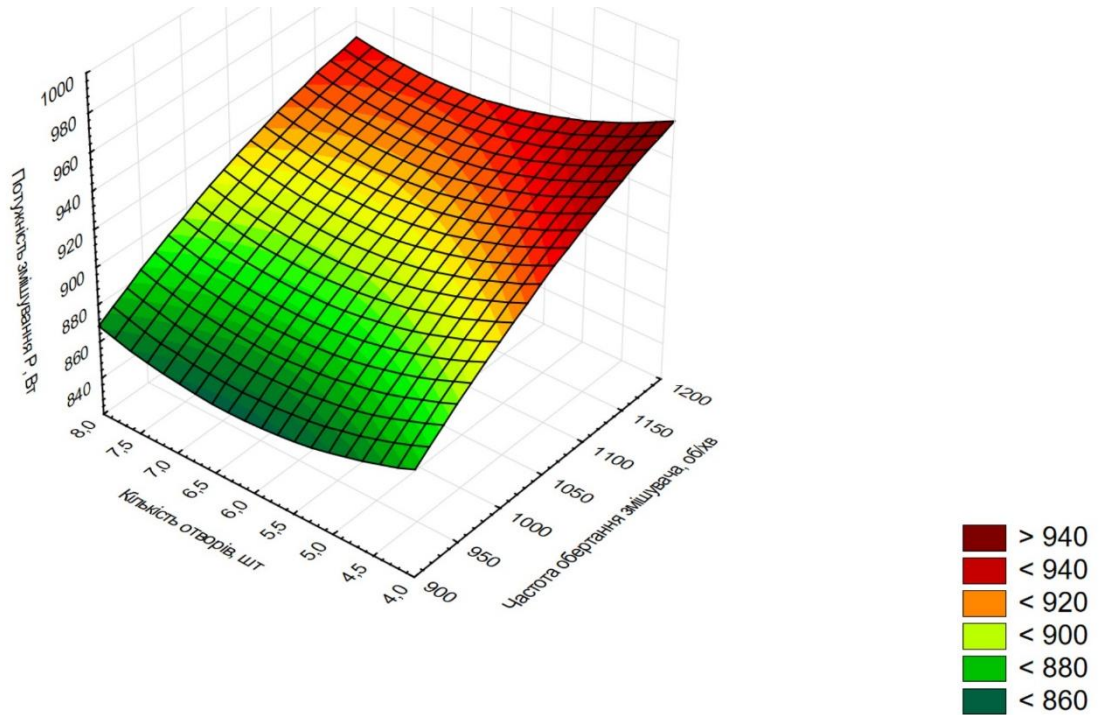


Рис.3.9. Поверхня значень потужності змішування в залежності від кількості n_c кавітаційних отворів та частоти обертання змішувача n при значенні діаметрів отворів $d = 10$ мм

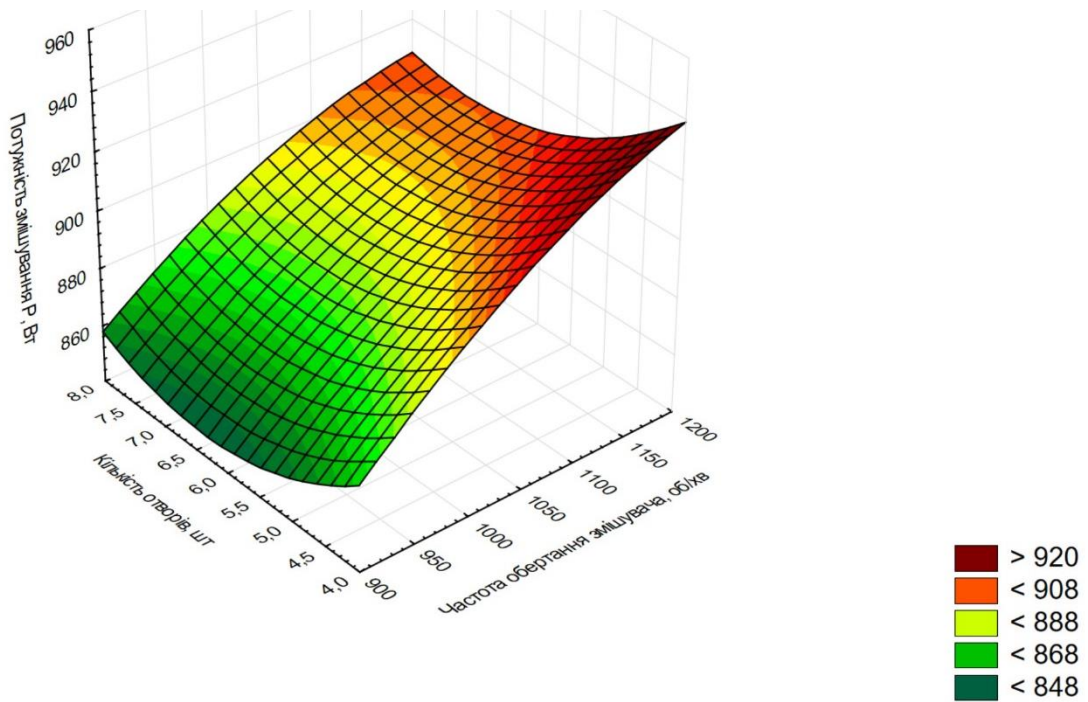


Рис.3.10. Поверхня значень потужності змішування в залежності від кількості n_c кавітаційних отворів та частоти обертання змішувача n при значенні діаметрів отворів $d = 15$ мм

На групі поверхонь, представлених на рис. 3.8 – 3.10 спостерігається мінімізація потужності змішування для кількості кавітаційних отворів 6 і 7. Оскільки кількість отворів може набувати лише цілих значень, подальша оптимізація може відбуватись за діаметром в межах зазначеної кількості. Збільшення потужності при зростанні частоти обертання змішувача носить нелінійний характер і спостерігається доволі полого зростання до межі 1050 об/хв, а потім зростання потужності відбувається більш стрімко. Вторинний висновок, який можна зробити з цього спостереження – це те, що при частоті обертання змішувача біля 970 об/хв коефіцієнт кавітації досягає потрібного рівня 0,2, а при перевищенні цього рівня вже починає зростати енерговитратність процесу кавітації. Таким чином найбільш оптимальний частотний діапазон знаходиться в межах 970...1070 об/хв, а значення перехідного коефіцієнту кавітації спостерігаються при частоті 1020 об/хв.

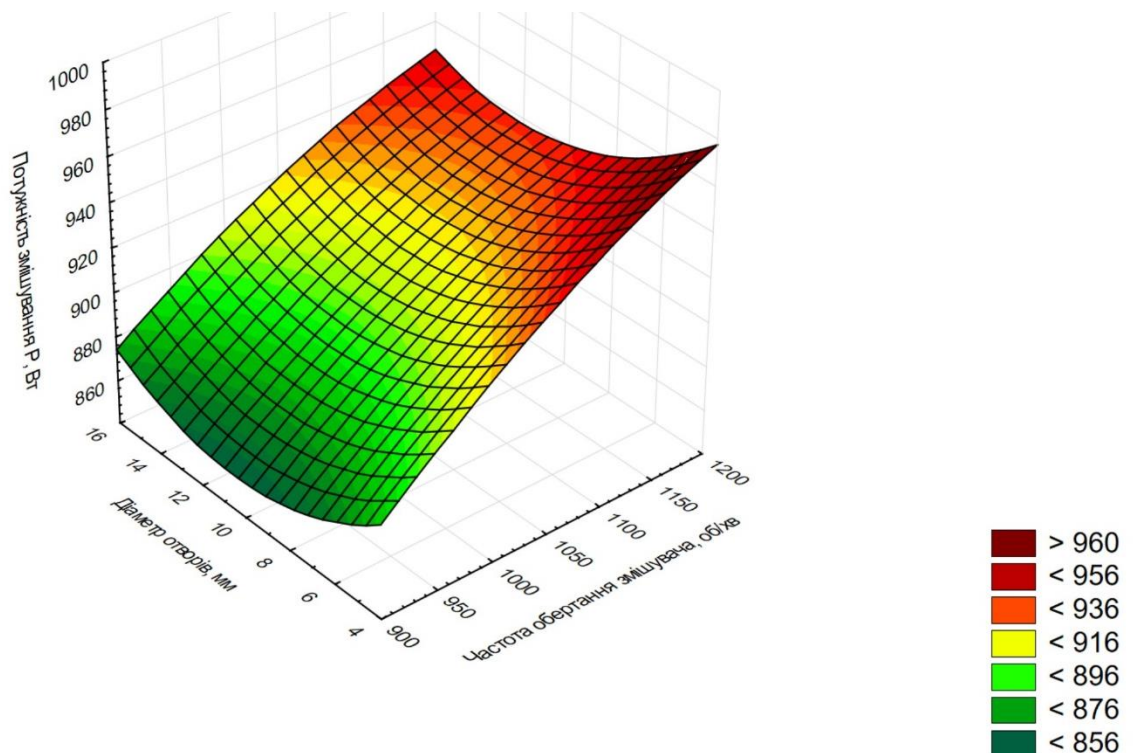


Рис. 3.11. Поверхня значень потужності змішування в залежності від діаметрів d кавітаційних отворів та частоти обертання змішувача n при значенні кількості отворів $n_c = 4$

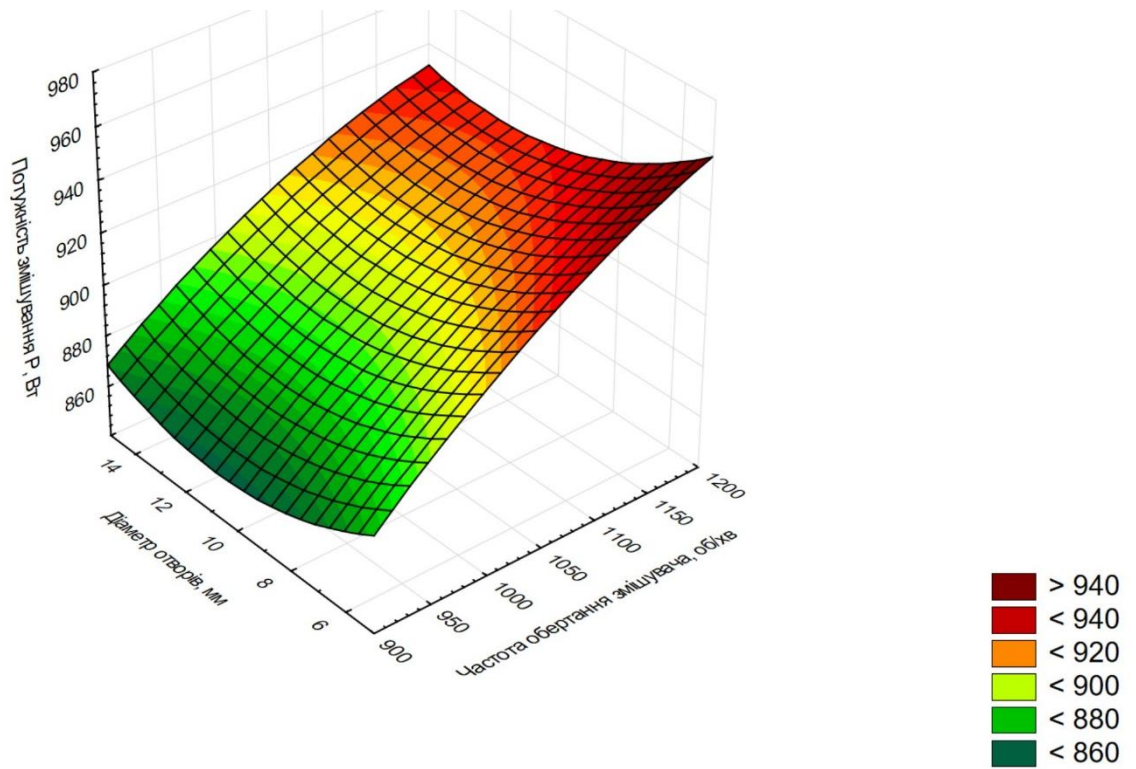


Рис. 3.12. Поверхня значень потужності змішування в залежності від діаметрів d кавітаційних отворів та частоти обертання змішувача n при значенні кількості отворів $n_c = 6$

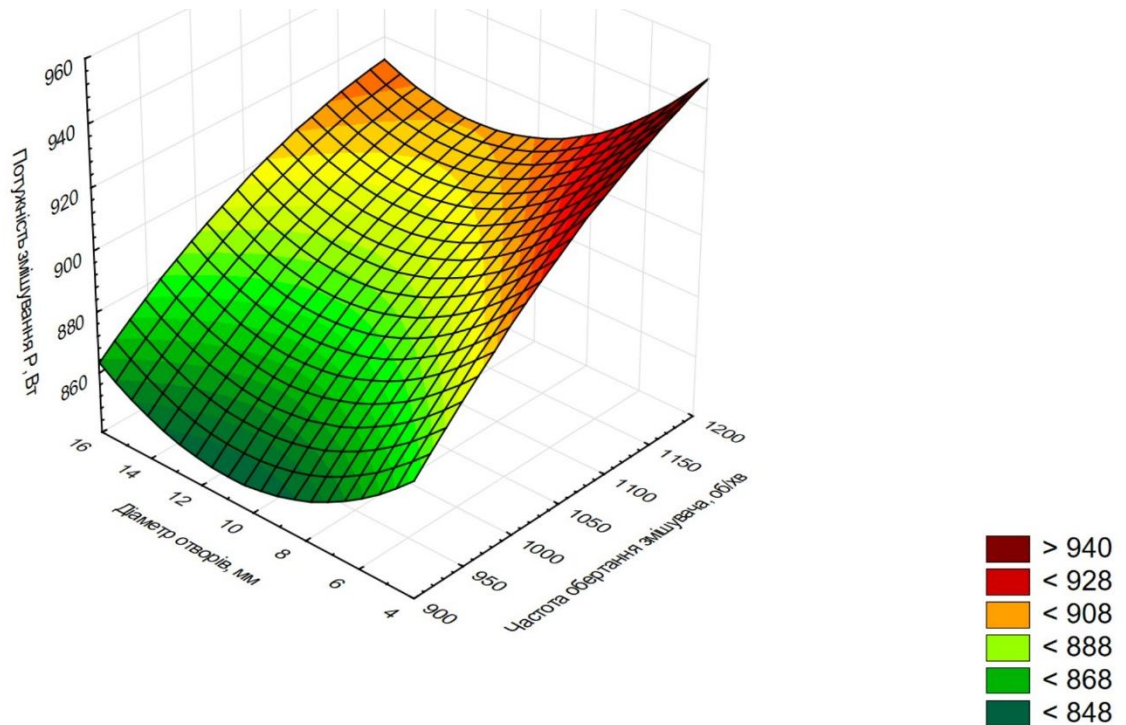


Рис.3.13. Поверхня значень потужності змішування в залежності від діаметрів d кавітаційних отворів та частоти обертання змішувача n при значенні кількості отворів $n_c = 8$.

З набору поверхонь, представлений на рис. 3.11–3.13 чітко спостерігається мінімізація потужності змішування для діапазону діаметрів отворів 10,8...11,5 мм. Локальне дослідження діапазону на базі отриманої моделі дало можливість встановити, що мінімізація енерговитрат буде спостерігатись при кількості отворів 6 шт діаметром 11,5 мм або 7 отворів діаметром 10,9 мм.

3.4. Висновки до розділу 3

Експериментальні дослідження дозволили створити математичну модель та підтвердили адекватність теоретичної математичної моделі. Ступінь достовірності є високою, оскільки похибка не перевищує 3,4%.

Як результат аналітичного та експериментального дослідження встановлено:

- локальне дослідження діапазону на базі отриманої моделі дало можливість встановити, що мінімізація енерговитрат буде спостерігатись при кількості отворів 6 шт діаметром 11,5 мм або 7 отворів діаметром 10,9 мм;
- збільшення потужності при зростанні частоти обертання змішувача носить нелінійний характер і спостерігається доволі полого зростання до межі 1050 об/хв;
- при частоті обертання змішувача біля 970 об/хв коефіцієнт кавітації досягає потрібного рівня 0,2, а при перевищенні цього рівня вже починає зростати енерговитратність процесу кавітації;
- найбільш оптимальний частотний діапазон знаходиться в межах 970...1070 об/хв, а значення сталого коефіцієнту кавітації спостерігаються при частоті 1020 об/хв.

РОЗДІЛ 4. ОБГРУНТУВАННЯ ЕКОНОМІЧНОЇ ЕФЕКТИВНОСТІ ВПРОВАДЖЕННЯ ЗАПРОПОНОВАНИХ ПАРАМЕТРІВ

У ході проведених досліджень було здійснено технічне вдосконалення виробничого зразка установки безперервної дії для отримання біодизелю. Основним напрямом модернізації стала заміна ключового вузла – змішувача, що забезпечує процес інтенсифікації переетерифікації як основного процесу отримання біодизелю. Завдяки цьому продуктивність обладнання зросла майже на чверть, досягнувши 50 л готового продукту на годину.

Основні розрахунки для зручності порівняння було виконано в приведенні до одного літру готової продукції, тобто біодизелю. Порівняння техніко–економічних характеристик відбувалося з установкою зі змішуванням лопатями без отворів.

Вихідні дані та припущення, на яких ґрунтувалися розрахунки

- Сировина: рослинна олія або відпрацьована олія (≈ 45 грн/л).
- Метанол та каталізатор (NaOH/KOH): ≈ 12 грн/л біодизелю.
- Електроенергія та експлуатаційні витрати: ≈ 10 грн/л.
- Загальна собівартість: ≈ 67 грн/л.
- Ринкова ціна біодизелю в Україні: ≈ 85 грн/л (орієнтовно).
- Прибуток: ≈ 17 грн/л.
- Виробництво за годину: 50 л.
- Добове виробництво (8 год): 400 л.
- Виробництво за місяць (22 робочі дні): 8800 л.
- Валовий дохід 149600 грн
- Заробітна плата працівників 40000 грн/місяць
- Податки на відрахування 42% тобто 62832 грн.
- Чистий прибуток за місяць 46768 грн.
- Річний прибуток 561,24 тис.грн.
- Вартість установки 680 тис.грн.

Таблиця 4.1

Результати розрахунків річного економічного ефекту від впровадження модернізації піролізної установки

№ п/п	Показник	Значення показників	
		базовий	пропонований
1	Вартість 1 л дизелю/біодизелю, грн	85	67
2	Підвищення продуктивності установки за біодизелем, %	—	24,8
3	Затрати коштів на сировину для виробництва 1 л біодизеля	59	57
4	Затрати на заробітну плату та відрахування в розрахунку на 1 л біодизелю	9,2	4,55
5	Відрахування на амортизацію (в розрахунку на 1 л біодизеля) 15%, грн	0,966	1,02
6	Відрахування на поточний ремонт та технічне обслуговування (в розрахунку на 1 тону біовугілля) 8%, грн	0,49	0,50
7	Інші експлуатаційні витрати 10%, грн	0,54	0,58
8	Сумарні затрати (в розрахунку на 1 л біодизелю), грн	85	67
9	Відносне зниження собівартості	—	21%
10	Додаткові капітальні вкладення, грн	—	680000
11	Річна програма виробництва біодизелю, тис.л/рік	60	105,6
12	Річний економічний ефект, тис. грн	—	561,24
13	Коефіцієнт економічної ефективності	—	0,825
14	Термін окупності додаткових капітальних вкладень, років	—	1,2

За результатами розрахунків встановлено, що річний економічний ефект від модернізації становить 561,24 тис. грн, коефіцієнт економічної ефективності дорівнює 0,825, а термін окупності додаткових капітальних вкладень у розмірі 680 тис. грн складає приблизно 1,2 роки.

Збільшення продуктивності та здешевлення продукції на 21% забезпечує стабільне зростання прибутковості без додаткових витрат на виробничі площі чи персонал.

Отримані показники свідчать про доцільність подальшого впровадження подібних технічних удосконалень у виробничих лініях біодизелю.

ВИСНОВКИ

1. На основі проведеного дослідження встановлено, що в умовах глобальної енергетичної кризи біодизель є критично важливим стратегічним ресурсом для агропромислового комплексу України.

Доведено, що його використання забезпечує зниження викидів твердих частинок на 50% та монооксиду вуглецю на 40% порівняно з мінеральним дизельним паливом, що підтверджує екологічну доцільність переходу на відновлювані джерела енергії та дотримання принципів вуглецевої нейтральності.

2. Доведено, що головним технічним недоліком існуючих реакторів періодичної дії є низька інтенсивність масообміну в гетерогенній системі «олія-спирт», що зумовлює значну тривалість реакції та високі питомі енерговитрати. Встановлено необхідність впровадження проточних систем із кавітаційною інтенсифікацією, які дозволяють скоротити час синтезу в кілька разів при одночасному зниженні енергоємності процесу.

3. Визначено, що найбільш ефективним методом фізичного впливу на реакційну суміш є гідродинамічна кавітація. Встановлено, що генерування кавітаційних каверн забезпечує подрібнення крапель реагентів до субмікронних розмірів, що призводить до вибухоподібного збільшення площі міжфазного контакту та миттєвого подолання дифузійного бар'єру.

4. Виявлено, що для збереження експлуатаційних властивостей біодизеля конструкція установок має передбачати вузли захисту від окислювальної деградації та гідролізу. Застосування азотних подушок та адсорбційних осушувачів дозволяє стабілізувати хімічний склад палива та подовжити термін його безпечного зберігання.

5. Проведений аналіз підтверджує необхідність розробки вдосконаленого малогабаритного реактора, який інтегрує кавітаційну інтенсифікацію та позисторну систему нагріву, що є ключовим завданням для подальших етапів дослідження. Як результат аналітичного та

експериментального дослідження встановлено, що локальне дослідження діапазону на базі отриманої моделі дало можливість встановити, що мінімізація енерговитрат буде спостерігатись при кількості отворів 6 шт діаметром 11,5 мм або 7 отворів діаметром 10,9 мм.

6. Збільшення потужності при зростанні частоти обертання змішувача носить нелінійний характер і спостерігається доволі полого зростання до межі 1050 об/хв.

7. При частоті обертання змішувача біля 970 об/хв коефіцієнт кавітації досягає потрібного рівня 0,2, а при перевищенні цього рівня вже починає зростати енерговитратність процесу кавітації.

8. Найбільш оптимальний частотний діапазон знаходиться в межах 970...1070 об/хв, а значення сталого коефіцієнту кавітації спостерігаються при частоті 1020 об/хв.

9. За результатами розрахунків встановлено, що річний економічний ефект від модернізації становить 561,24 тис. грн, коефіцієнт економічної ефективності дорівнює 0,825, а термін окупності додаткових капітальних вкладень у розмірі 680 тис. грн складає приблизно 1,2 роки.

10. Збільшення продуктивності та здешевлення продукції на 21% забезпечує стабільне зростання прибутковості без додаткових витрат на виробничі площі чи персонал. Отримані показники свідчать про доцільність подальшого впровадження подібних технічних удосконалень у виробничих лініях біодизелю.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Адамчук В., Кушнарьов С. Перспективи виробництва та використання біопалив в Україні // Техніка і технології АПК. 2011. № 3. С. 5–9.
2. Бабич М. П., Побережний В. І. Обґрунтування конструкції реактора для переестерифікації рослинних олій // Збірник наукових праць ВНАУ. 2014. № 1. С. 88–93.
3. Бойченко С. В. Хімотологія палив для дизельних двигунів з додатками біокомпонентів. Київ : Центр учбової літератури, 2013. 320 с.
4. Булат О. В. Експериментальні дослідження процесу отримання біодизеля в кавітаційних установках // Енергетика і автоматика. 2018. № 2. С. 44–51.
5. Виробництво та використання дизельного біопалива на основі рослинних олій : наук.-метод. рек. / Г. А. Голуб та ін. Київ : НУБіП України, 2015. 119 с.
6. Войтюк В. Д. Оптимізація енергетичних витрат при виробництві біодизеля // Механізація сільськогосподарського виробництва. 2019. № 4. С. 88–95.
7. Голуб Г. А., Кепко О. І. Процеси та обладнання для виробництва біопалива. Житомир : ЖДТУ, 2012. 340 с.
8. Голуб Г. А., Марус О. А. Обґрунтування енергоефективних режимів роботи кавітаційного реактора // Енергетика і автоматика. 2021. № 3. С. 12–21.
9. Грицаєнко П. І. Оптимізація технологічних параметрів виготовлення метилових ефірів жирних кислот // Наукові праці НУХТ. 2015. Т. 21, № 4. С. 210–217.
10. Дубровін В. В. Біопалива (технології, машини, обладнання). Київ: ЦУЛ, 2004. 256 с.

11. Єременко В. О. Обґрунтування параметрів очищення біодизельного палива від залишків гліцерину // Вісник ХНТУСГ. 2016. Вип. 172. С. 112–118.
12. Заика П. М. Вибрационное перемещение твердых и сыпучих тел в сельскохозяйственных машинах / П. М. Заика. – К. : Изд-во УСХА, 1998. – 625 с.
13. Калетнік Г. М. Розвиток ринку біопалив в Україні : монографія /Г. М. Калетнік. – К. : Аграрна наука, 2008. – 464 с.
14. Калініченко О. В. Техніко–економічне обґрунтування малих установок для виробництва біодизеля // Економіка АПК. 2013. № 8. С. 45–50.
15. Коробко М. П. Кінетика процесу трансестерифікації соняшникової олії метанолом // Хімічна промисловість України. 2011. № 5. С. 12–16.
16. Кравчук В. І. Новітні технології та технічні засоби для виробництва рідкого біопалива // Техніко–технологічні аспекти розвитку АПК України. 2021. Вип. 28. С. 10–18.
17. Кухарець С. М., Голуб Г. А., Хрус В. М. Аналіз процесу отримання біодизельного пального та обґрунтування основних параметрів реактора-розділювача. Сучасні проблеми збалансованого природокористування : зб. наук. пр. / Поділ. держ. аграр.-техн. ун-т. Кам'янець-Подільський, 2014. Спец. вип. до IX наук.-практ. конф. С. 137–143.
18. Кухто В. П. Аналіз конструкцій змішувачів для інтенсифікації хімічних процесів // Науковий вісник НУБіП України. 2020. Вип. 286. С. 45–53.
19. Ликов О. В., Кузнецов О. В. Вплив температури на вихід біодизельного палива // Промислова гідравліка і пневматика. 2015. № 2. С. 77–81.
20. Марченко В. І. Обґрунтування параметрів ультразвукового реактора для біодизеля // Вісник ЖДТУ. 2017. № 1 (79). С. 156–161.

21. Масло І. П., Заборський В. П., Вірьовка М. І. Виробництво та використання біопалива на основі рослинних олій. Проблеми та перспективи розвитку аграрної механіки : матеріали міжнар. наук.-практ. конф. Дніпропетровськ, 2004. С. 49–51.
22. Мельник І. І. Проектування установок для виробництва метилових ефірів у фермерських господарствах // Механізація та електрифікація сільського господарства. 2012. Вип. 96. С. 202–209.
23. Мельничук М. Д., Дубровін В. В. Енергетична автономність агропромислового комплексу. Київ : Аграрна наука, 2020. 412 с.
24. Методики економічного оцінювання техніки на етапі випробування : ДСТУ 4397:2005. – [Чинний від 2006-01-01]. – К. : Держспоживстандарт України 2006. – 20 с. – (Національний стандарт України).
25. Новітні технології біоенергоконверсії : монографія / Я. Б. Блюм, Г. Г. Гелетука, І. П. Григорюк, В. О. Дубровін, А. І. Ємець, Г. М. Забарний, Г. М. Калетнік, М. Д. Мельничук, В. Г. Мироненко, Д. Б. Рахметов, С. П. Циганков – К. : "Аграр Медіа Груп", 2010. – 326 с. – ISBN 978-966-2424-13-3.
26. Павленко М. Ю. Аналіз технологій виробництва дизельного біопалива. Науковий вісник Національного університету біоресурсів і природокористування України. Серія: техніка та енергетика АПК. 2013. Вип. 185, ч. 1. С. 161–166.
27. Поліщук В. М. Технічне сервісне обслуговування обладнання для виробництва біопалива. Київ : НУБіП України, 2019. 215 с.
28. Ткаченко С. Й. Тепломасообмінні процеси в апаратах біодизельних виробництв. Вінниця : ВНТУ, 2011. 180 с.
29. Цивенкова Н.М. Альтернативні джерела енергії: чи врятують вони Україну від енергетичної залежності та екологічної катастрофи? / Н.М. Цивенкова, О.О. Самилін // Новини агротехніки. — 2009. — № 1. — С. 22—25.

30. Цивненко О. В. Використання позисторних елементів для термостабілізації процесів переробки олійної сировини // Праці ТДАТУ. 2023. Т. 1, Вип. 23. С. 56–64.
31. Abdullah C. S., Baluch N., Mohtar S. Ascendancy of ultrasonic reactor for micro biodiesel production. *Jurnal Teknologi*. 2015. Vol. 77, no. 4.
32. Baş D., Boyacı İsmail H. Modeling and optimization I: Usability of response surface methodology. *Journal of Food Engineering*. 2007. Vol. 78, iss. 3. P. 836–845. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jfoodeng.2005.11.024>.
33. Biodiesel production from waste oils via glycerolysis using salt-containing glycerol: Parametric study, kinetics, and crystallization analysis / H. Fei et al. *Biomass and Bioenergy*. 2026. Vol. 215. 109621. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2026.109621>.
34. Biodiesel production of WCO-neem oil and mixed using pilot plant scale with ultrasound and overhead stirred and characteristic of emissions in fire tube boiler / Suherman et al. *Case Studies in Chemical and Environmental Engineering*. 2025. Vol. 11. 101029. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.cscee.2024.101029>.
35. Boey P.-L., Maniam G. P., Hamid S. A. Biodiesel production via transesterification of palm olein using waste mud crab (*Scylla serrata*) shell as a heterogeneous catalyst. *Bioresource Technology*. 2009. Vol. 100, iss. 24. P. 6362–6368. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2009.07.036>.
36. Comparison between conventional and ultrasonic preparation of beef tallow biodiesel / L. S. G. Teixeira et al. *Fuel Processing Technology*. 2009. Vol. 90, iss. 9. P. 1164–1166.
37. Damian C. S., Yuvarajan D., Raja T. et al. Biodiesel production from shrimp shell lipids: Evaluating ZnO nanoparticles as a catalyst. *Results in Engineering*. 2024. Vol. 24. 103453. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rineng.2024.103453>.
38. Devaraj K., Veerasamy M., Aathika S. et al. Study on effectiveness of activated calcium oxide in pilot plant biodiesel production. *Journal of Cleaner*

Production. 2019. Vol. 225. P. 18–26. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2019.03.244>.

39. Dhawane S. H., Kumar T., Halder G. Parametric effects and optimization on synthesis of iron (II) doped carbonaceous catalyst for the production of biodiesel. *Energy Conversion and Management*. 2016. Vol. 122. P. 310–320. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.06.005> .

40. Erchamo Y. S., Reshad A. S., Mekonnen Y. S. Bifunctional heterogeneous catalysts for enhanced single-step biodiesel production from high free fatty acid-containing oils: A review. *Results in Chemistry*. 2026. Vol. 27. 103401. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rechem.2026.103401>.

41. Ezekannagha C. B., Ude C. N., Onukwuli O. D. Optimization of the methanolysis of lard oil in the production of biodiesel with response surface methodology. *Egyptian Journal of Petroleum*. 2017. Vol. 26, iss. 4. P. 1001–1011. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.ejpe.2016.12.004>.

42. Gholami A., Pourfayaz F., Maleki A. Techno-economic assessment of biodiesel production from canola oil through ultrasonic cavitation. *Energy Reports*. 2021. Vol. 7. P. 266–277.

43. Gumus M., Sayin C., Canakci M. The impact of fuel injection pressure on the exhaust emissions of a direct injection diesel engine fueled with biodiesel–diesel fuel blends. *Fuel*. 2012. Vol. 95. P. 486–494. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2011.11.020>

44. Next-generation of hybrid catalysts for biodiesel production: Sustainability, techno-economic feasibility, and role of biocatalysts and ionic liquids / N. N. Ramlee et al. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2026. Vol. 239. 117075. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.rser.2026.117075>.

45. Production of biodiesel through nanocatalytic transesterification of extracted oils from halophytic safflower and salicornia plants in the presence of deep eutectic solvents / T. ShenavaeiZare et al. *Fuel*. 2021. Vol. 302. 121171. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2021.121171>.

46. Production optimization, scale-up, and characterization of biodiesel from marine fishmeal plant oil using *Portunus sanguinolentus* crab shell derived heterogeneous catalyst / S. S. Karkal et al. *Biocatalysis and Agricultural Biotechnology*. 2023. Vol. 47. 102571. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.bcab.2022.102571>.
47. Rational biodiesel production by screening different long-term stored plant oils via nuclear magnetic resonance spectroscopic measurement / X.-H. Peng et al. *Industrial Crops and Products*. 2023. Vol. 205. 117557. DOI: <https://doi.org/10.1016/j.indcrop.2023.117557>.
48. Recent developments for biodiesel production by ultrasonic assist transesterification using different heterogeneous catalyst: A review / K. Ramachandran et al. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2013. Vol. 22. P. 410–418.
49. Shinde K., Kaliaguine S. A Comparative Study of Ultrasound Biodiesel Production Using Different Homogeneous Catalysts. *ChemEngineering*. 2019. Vol. 3, no. 1. 18.
50. Ultrasonic Biodiesel Transesterification. Hielscher Ultrasonics. URL: https://www.hielscher.com/uk/biodiesel_transesterification_01.htm.

ДОДАТКИ

Додаток А

Схема установки для виробництва біодизельного палива

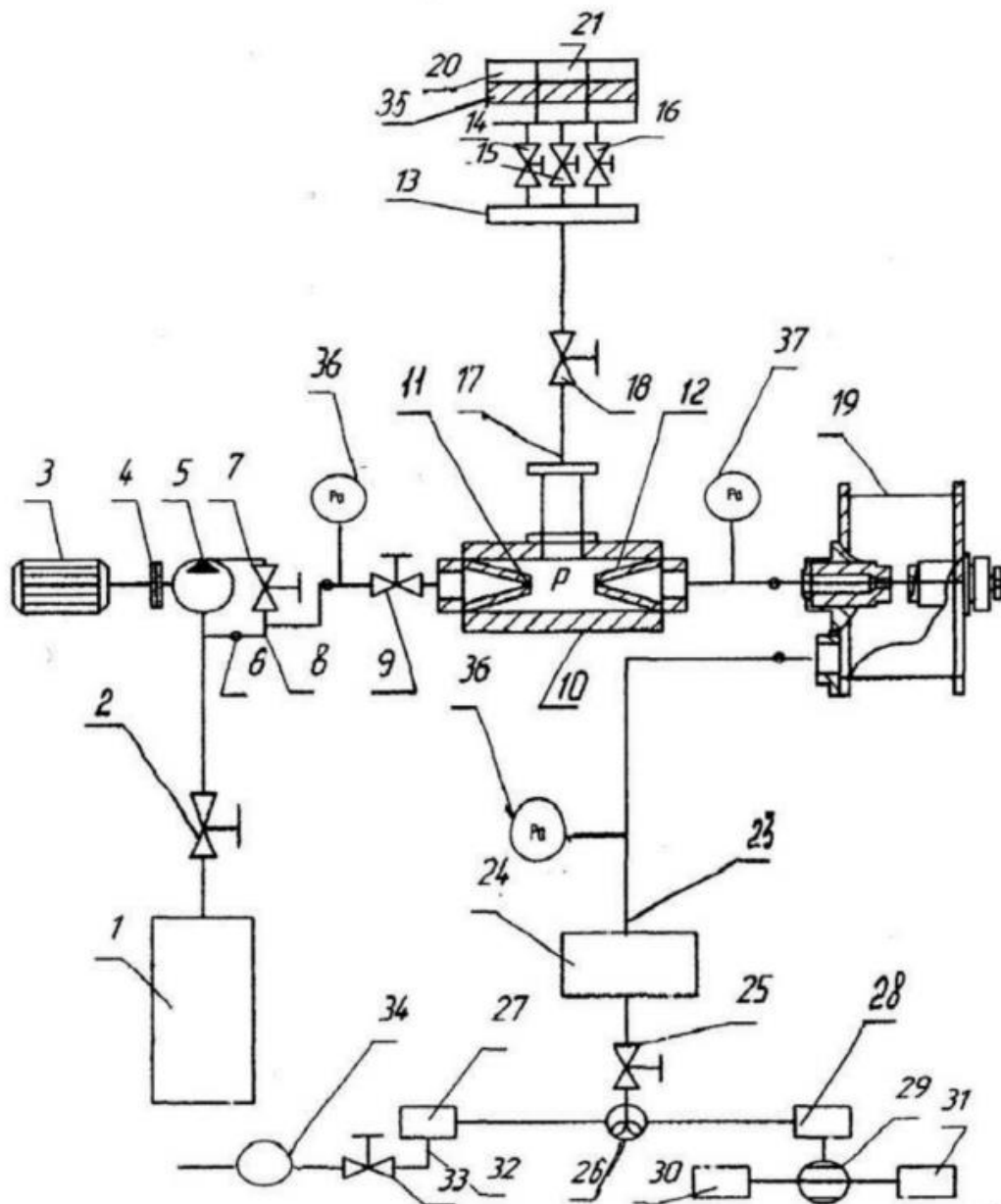


Рис.1. Принципова технологічна схема кавітаційно-ежекційної установки для виробництва біодизеля: 1 – ємність для рослинної олії; 2 – ємність для метанолу (спирту); 3 – відсікаючі крани (вентилі); 4 – шестерневий насос подачі сировини; 5 – гідродинамічний кавітатор-змішувач; 6 – реактор-змішувач періодичної дії; 7 – система термостабілізації реактора (нагрівальні елементи); 8 – контрольно-вимірювальні прилади (датчики температури та тиску); 9 – циклон-сепаратор для розділення фаз; 10 – ємність для збору готового біодизеля; 11 – ємність для збору гліцеринової фракції; 12 – система рециркуляції суміші.

Схема модуля НВЧ-нагріву

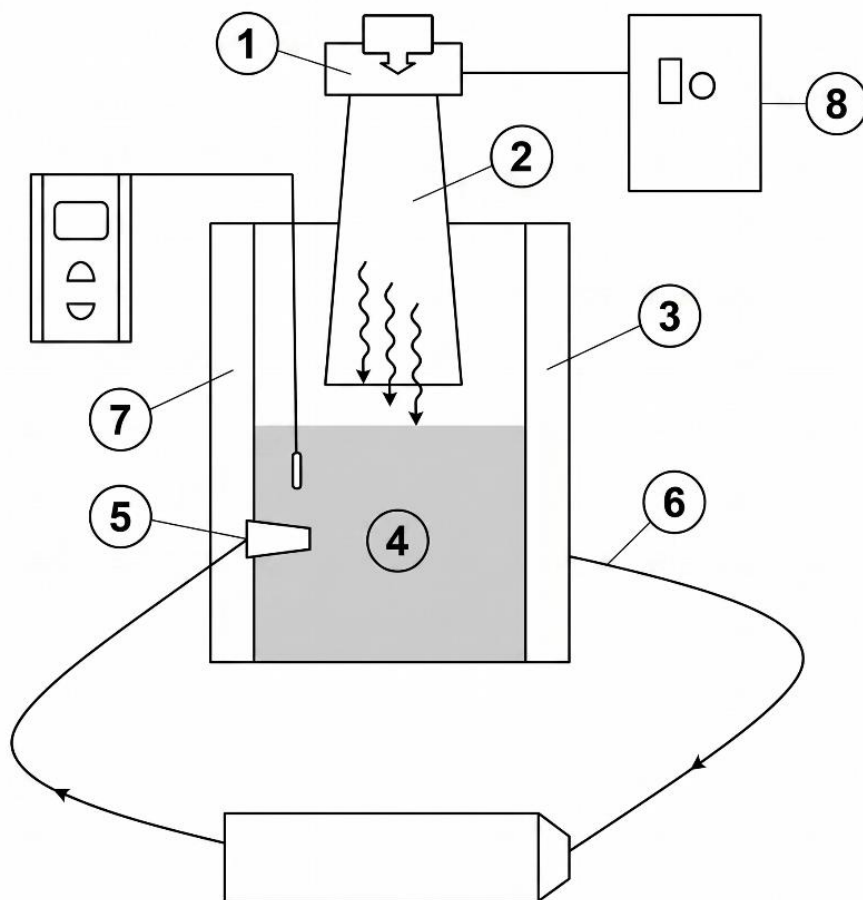


Рис.1. Конструктивна схема експериментального модуля НВЧ-нагріву: 1 – магнетрон (джерело електромагнітного випромінювання); 2 – хвилевід (рупорна антена); 3 – ізолювальний шар (діелектрик); 4 – камера обробки суміші; 5 – вхідний патрубок подачі олії; 6 – вихідний патрубок; 7 – захисний екран для запобігання витоку випромінювання; 8 – блок живлення та керування потужністю.

Додаток В

**Порівняння фізико–хімічних показників отриманого біодизеля із
нормативними вимогами**

Таблиця 1

Показник	Одиниця виміру	Вимоги ДСТУ EN 14214	Отримані результати (за даними статей)
Вміст ефірів	% (м/м)	хв. 96,5	96,8 – 98,2
Густина при 15°C	кг/м ³	860 – 900	882
Кінематична в'язкість при 40°C	мм ² /с	3,5 – 5,0	4,2 – 4,5
Температура спалаху	°C	хв. 101	120 – 145
Вміст сірки	мг/кг	макс. 10	6 – 8
Цетанове число	–	хв. 51,0	52 – 54
Вміст вільного гліцерину	% (м/м)	макс. 0,02	0,015

Технічні характеристики експериментальної установки

Таблиця 2

Найменування параметра	Значення
Продуктивність установки, л/год	50 – 100
Встановлена потужність електродвигуна, кВт	2,2 – 4,0
Тиск у робочій камері кавітатора, МПа	0,3 – 0,6
Температурний режим реакції, °C	55 – 60
Тип змішувача	Інжекторний / Кавітаційний

Статистична обробка результатів експерименту

Ном ер досл іду	Результат вимірювання потужності, Вт				Перевірка адекватності			Коефіцієнт детермінації		
	Q1	Q2	Q3	Qсер	Qсер.стат	(Qсер– Qсер.р)	(Qсер– Qсер.р) ²	Qсер.ста т	(Qсерр– Qсер.сред)	(Qсерр– Qсер.р) ²
1	931,2	949,1	929	936,4	936,4	931,5	4,971	24,7	936,4	–33,438
2	959,4	961,2	981,5	967,4	967,4	959,5	7,879	62,1	967,4	–64,371
3	864,3	861,8	856,1	860,7	860,7	868,6	–7,879	62,1	860,7	42,262
4	869,5	871,3	877,5	872,8	872,8	877,7	–4,971	24,7	872,8	30,229
5	902,9	913,7	899,9	905,5	905,5	902,4	3,111	9,7	905,5	–2,504
6	902,7	906,4	897,4	902,2	902,2	908,4	–6,183	38,2	902,2	0,829
7	941,3	931,1	932,6	935,0	935,0	939,9	–4,917	24,2	935,0	–32,004
8	857,2	849,4	852,4	853,0	853,0	848,1	4,917	24,2	853,0	49,996
9	854,4	873,2	857,7	861,8	861,8	855,6	6,183	38,2	861,8	41,229
10	909,3	904,8	890,4	901,5	901,5	902,4	–0,889	0,8	901,5	1,496
11	888	895,5	876	886,5	886,5	891,7	–5,229	27,3	886,5	16,496
12	912,1	903,4	906,9	907,5	907,5	914,0	–6,496	42,2	907,5	–4,471
13	927,7	917,6	913,2	919,5	919,5	913,0	6,496	42,2	919,5	–16,504
14	923,7	934	947,5	935,1	935,1	929,8	5,229	27,3	935,1	–32,071
15	913,6	893	893,9	900,2	900,2	902,4	–2,222	4,9	900,2	2,829
	13557,3	13565,5	13512	13544,93	13544,93					
	903,82	904,36667	900,8	902,99	902,99					
	13557,30	13565,50	13512,00	13544,93	13544,93	13544,93	0,00	452,88	13544,93	0,00

b0 =	902,389		x11 =	7189,23334
b1 =	36,150	w	x22 =	7285,83334
b2 =	–9,288	n	x33 =	7200,46668
b3 =	–9,767	α	a=	21675,5334
b12 =	–4,7250		b=	2707,16667
b13 =	–6,017			
b23 =	–1,350		29,652	
b11 =	–8,607		30,222	
b22 =	15,543		3,372	
b33 =	–5,799			

Довірчі інтервали коефіцієнтів поліному

Коефіц ієнт	$S^2\{b\}$	$\sqrt{S^2\{b\}}$	Δb
b ₀	2,5679	1,60247	6,890621
b _i	0,9600000	0,9800000	4,2140000
b _{il}	1,9300000	1,3900000	5,9770000
b _{ii}	2,0900000	1,4500000	6,2350000

$$S^2(T_{cp}) = \frac{S_E}{n_0 - 1}$$

рівняння регресії

$$T_r = b_0 + b_1 \cdot x_1 + b_2 \cdot x_2 + b_3 \cdot x_3 + b_{12} \cdot x_1 \cdot x_2 +$$

$$b_{13} \cdot x_1 \cdot x_3 + b_{23} \cdot x_2 \cdot x_3 + b_{11} \cdot x_1^2 + b_{22} \cdot x_2^2 + b_{33} \cdot x_3^2$$

Визначення дисперсії

Дослід №	T _{cp}	$\bar{T}_{cp}$	$T_{cp} - \bar{T}_{cp}$	$(T_{cp} - \bar{T}_{cp})^2$
5	905,5		3,11111	9,67901
10	901,5	902,38889	–0,88889	0,79013
15	900,16667		–2,22222	4,93826