МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УМАНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
Факультет інженерних технологій та професійної освіти
Кафедра агроінженерії

Допущено до захисту
«___»_____ 2026 р.
Зав. кафедри _д.т.н., професор___
(науковий ступінь, вчене звання)
_____ __Володимир ДІДУР___
(підпис) (ініціали, прізвище)

Кваліфікаційна робота (дипломний проект)

перший (бакалаврський)
(назва освітнього рівня)

тема проекту: «Удосконалення технологічного процесу виробництва біоетанолу з обґрунтуванням конструкційних параметрів ферментера»

Виконав: студент 3 курсу, групи 31к-з-ім
освітньої програми___бакалавр_____
спеціальності _208 «Агроінженерія»_
_Дьоров Богдан Юрійович_____
(прізвище та ініціали)
Керівник: к.т.н., доцент Пушка О.С.
(науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали)

Умань – 2026

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
УМАНСЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
Факультет інженерних технологій та професійної освіти
Кафедра агроінженерії
Освітня програма «Бакалавр»
Спеціальність 208 «Агроінженерія»
(код і назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ
Зав. кафедри
_____ Володимир ДІДУР
«___» _____ 2026 р.

З А В Д А Н Н Я
НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ (ДИПЛОМНИЙ ПРОЕКТ)

Дьорову Богдану Юрійовичу
(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема проекту «Удосконалення технологічного процесу виробництва біоетанолу з обґрунтуванням конструкційних параметрів ферментера»
керівник проекту Пушка Олександр Сергійович, доцент
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)
затверджені наказом вищого навчального закладу від
" 01 " травня 2026 р. № 01-06/130
2. Строк подання студентом проекту 18.05.2026 р.
3. Вихідні дані до проекту: характеристика сировини для виробництва біоетанолу; загальна технологічна схема виробництва біоетанолу
4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити):
аналіз стану досліджуваного питання; експериментальні дослідження; питання охорони праці; техніко-економічне обґрунтування проекту.
5. Ілюстративний матеріал: підготувати ілюстративний матеріал у вигляді презентації (до 10 слайдів) як додаток до доповіді за темою дипломного проекту: мета і завдання дослідження; особливості проектування конструкції ферментера для зброджування меляси в біоетанол; будова та принцип роботи ферментера для зброджування меляси в біоетанол; результати розрахунку економічного ефекту; висновки.

6. Консультанти розділів проекту

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Охорона праці	Прокопенко Е.В., доцент		

7. Дата видачі завдання 26 вересня 2025 року

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№ з/п	Назва етапів дипломного проекту	Строк виконання етапів проекту	При-мітка
1.	Підбір та вивчення літературних джерел, підготовка вступу	15.10.2025 р.	
2.	Розділ 1. Загальний розділ	19.11.2025 р.	
3.	Розділ 2. Конструкторсько-технологічний розділ	18.12.2025 р.	
4.	Розділ 3. Охорона праці	12.02.2026 р.	
5.	Розділ 4. Техніко-економічна частина	09.03.2026 р.	
6.	Виконання ілюстративної частини проекту	15.04.2026 р.	
7.	Представлення проекту керівнику на перевірку	18.05.2026 р.	

Студент _____ Дьоров Б.Ю.
(підпис) (прізвище та ініціали)

Керівник проекту _____ Пушка О.С.
(підпис) (прізвище та ініціали)

ЗМІСТ

1. ЗАГАЛЬНИЙ РОЗДІЛ 5
1.1 Значення біоетанолу як альтернативного палива 5
1.2 Характеристика сировини для виробництва біоетанолу 5
1.3 Загальна технологічна схема виробництва біоетанолу 7
1.4 Обґрунтування необхідності удосконалення технологічного процесу 8
1.5 Обґрунтування конструкційних параметрів ферментера 10
1.6 Температурний режим ферментації 11
2. КОНСТРУКТОРСЬКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗДІЛ 13
2.1 Характеристика сировини, матеріалів та напівпродуктів, що використовуються у виробництві 13
2.2 Опис технологічного процесу 15
2.3 Контроль виробництва 23
2.4 Матеріальний баланс 26
2.5 Опис та обґрунтування обраної конструкції ферментера для зброджування меляси в біоетанол 29
2.6 Технічна характеристика ферментера 33
2.7 Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність конструкції ферментера 34
3 ОХОРОНА ПРАЦІ 46
3.1 Загальні вимоги охорони праці під час виробництва біоетанолу 46
3.2 Аналіз небезпечних і шкідливих виробничих факторів 46
3.3 Вимоги безпеки до ферментера та технологічного обладнання 47
3.4 Вентиляція, мікроклімат і санітарні умови 48
3.5 Засоби індивідуального захисту та організація безпечної роботи 48
4 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА 50
4.1 Мета техніко-економічного обґрунтування 50
4.2 Вихідні дані для економічного розрахунку 50
4.3 Розрахунок капітальних вкладень 51
4.4 Розрахунок експлуатаційних витрат 52
4.5 Визначення економічного ефекту від удосконалення 54
4.6 Розрахунок строку окупності 56
4.7 Розрахунок коефіцієнта економічної ефективності 56
4.8 Порівняльна оцінка базового та удосконаленого варіантів 56
ВИСНОВОК 58
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ 60

1. ЗАГАЛЬНИЙ РОЗДІЛ

1.1 Значення біоетанолу як альтернативного палива

Біоетанол є одним із найбільш поширених видів рідкого біопалива, що може використовуватися як компонент моторних палив або як самостійний енергоносій після відповідної дегідратації та денатурації. Його виробництво має важливе значення для зменшення залежності від викопних палив, підвищення енергетичної безпеки держави та раціонального використання сільськогосподарської сировини і відходів харчової промисловості [1, 2].

Актуальність виробництва біоетанолу для України зумовлена наявністю розвиненої аграрної бази, значними обсягами вирощування зернових і цукрових культур, а також утворенням побічних продуктів переробної промисловості, зокрема бурякової меляси. Меляса є перспективною сировиною для спиртового бродіння, оскільки містить значну кількість ферментованих цукрів і не потребує складної попередньої гідролітичної підготовки, на відміну від крохмалевмісної або лігноцелюлозної сировини [3, 4]. Українські матеріали з технології біоетанолу також зазначають, що виробництво біоетанолу охоплює дві ключові стадії: одержання спирту ферментацією та подальше його зневоднення, для чого можуть застосовуватися ректифікація, адсорбція на молекулярних ситах або мембранні методи .

З технологічної точки зору біоетанол отримують шляхом біохімічного перетворення вуглеводів у етиловий спирт під дією мікроорганізмів. Найчастіше як біологічний агент використовують дріжджі Saccharomyces cerevisiae, які здатні ефективно зброджувати прості цукри з утворенням етилового спирту та діоксиду вуглецю [5, 6]. Для дріжджів Saccharomyces cerevisiae важливим є дотримання оптимальних параметрів процесу, зокрема температури, кислотності середовища, концентрації цукрів, тривалості бродіння та інтенсивності перемішування. У сучасних дослідженнях підкреслюється, що регулювання температури є одним із ключових чинників стабільного спиртового бродіння, а рекомендований температурний інтервал для дріжджового виробництва етанолу зазвичай перебуває в межах 20–35 °C .

1.2 Характеристика сировини для виробництва біоетанолу

Сировину для виробництва біоетанолу умовно поділяють на цукровмісну, крохмалевмісну та лігноцелюлозну. До цукровмісної сировини належать цукрові буряки, цукрова тростина, меляса, сорго та інші матеріали, що містять сахарозу або

прості цукри. Крохмалевмісна сировина представлена зерном кукурудзи, пшениці, жита, картоплею та іншими культурами. Лігноцелюлозна сировина охоплює солому, стебла кукурудзи, деревні відходи, жом та інші рослинні залишки [2, 7].

Для теми роботи доцільно розглядати бурякову мелясу як основну сировину, оскільки вона є побічним продуктом цукрового виробництва і містить значну кількість сахарози. Її використання дозволяє зменшити собівартість виробництва, скоротити кількість підготовчих операцій і забезпечити стабільний склад поживного середовища [3, 8]. У відкритих українських технологічних матеріалах меляса описується як побічний продукт бурякоцукрового виробництва, що використовується для виробництва паливного біоетанолу, спирту, органічних кислот, дріжджів і кормових добавок .

Основними показниками якості меляси, які впливають на процес ферментації, є масова частка сухих речовин, вміст сахарози, кислотність, наявність мінеральних солей, азотистих речовин і домішок. Надмірна концентрація цукрів може пригнічувати розвиток дріжджів через підвищений осмотичний тиск, тому перед ферментацією мелясу розбавляють водою до заданої концентрації сухих речовин [4, 9].

Підготовка меляси до зброджування включає такі операції: приймання і зберігання, підігрівання, розбавлення водою, коригування кислотності, внесення поживних солей, стерилізацію або пастеризацію середовища, охолодження до температури ферментації та подавання у ферментер [8, 10]. Така послідовність забезпечує стабільність складу середовища, зниження ризику розвитку сторонньої мікрофлори та підвищення виходу спирту. Порівняння основних видів сировини для виробництва біоетанолу наведено на рисунку 1.1.

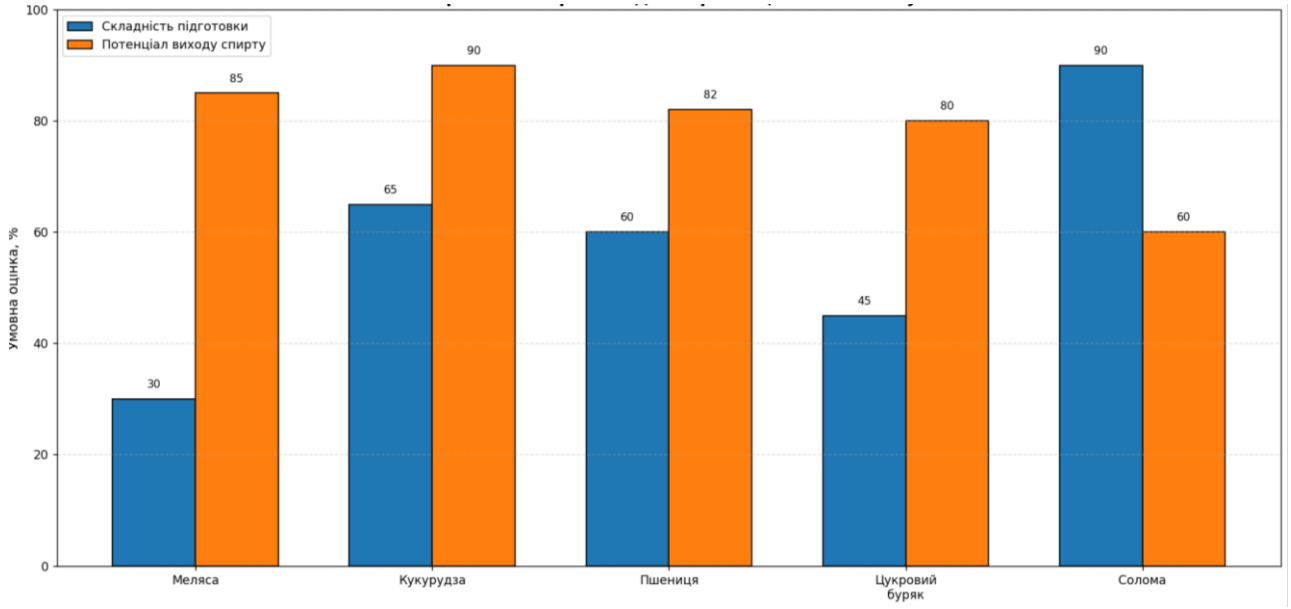


Рисунок 1.1 – Порівняння основних видів сировини для виробництва біоетанолу

Як видно з рисунка 1.1, меляса має порівняно низьку складність підготовки та високий потенціал виходу спирту. Це пояснюється тим, що цукри в її складі перебувають у формі, доступній для зброджування дріжджами, тому технологічний процес не потребує складного оцукрювання, як у випадку з крохмалевмісною сировиною [3, 4].

1.3 Загальна технологічна схема виробництва біоетанолу

Технологічний процес виробництва біоетанолу з меляси можна подати у вигляді послідовності таких основних стадій:

1. приймання та зберігання меляси;
2. підготовка поживного середовища;
3. підготовка посівного матеріалу;
4. ферментація;
5. відділення дріжджової біомаси та барди;
6. дистиляція і ректифікація спирту;
7. дегідратація етанолу;
8. денатурація і зберігання готового біоетанолу.

Центральною стадією технологічного процесу є ферментація, під час якої цукри перетворюються на етиловий спирт. Узагальнене рівняння спиртового бродіння має вигляд:

$$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2 \quad (1.1)$$

У реальних виробничих умовах частина цукрів витрачається не лише на

утворення спирту, а й на ріст дріжджової біомаси, утворення побічних продуктів, підтримання життєдіяльності клітин і компенсацію втрат, тому фактичний вихід спирту є нижчим за теоретичний [5, 6].

Для підвищення ефективності ферментації необхідно забезпечити рівномірне перемішування середовища, стабільну температуру, контроль pH, відсутність кисню на основній стадії спиртового бродіння, достатню кількість активного посівного матеріалу, своєчасне відведення діоксиду вуглецю та дотримання санітарного режиму [6, 9].

Узагальнену послідовність основних операцій виробництва біоетанолу з меляси наведено на рисунку 1.2.



Рисунок 1.2 – Узагальнена технологічна схема виробництва біоетанолу з меляси

Подана схема показує, що ферментація є центральною операцією технологічного процесу. Саме на цій стадії формуються основні показники ефективності виробництва: концентрація спирту в бражці, тривалість процесу, рівень використання цукрів і кількість побічних продуктів. Тому удосконалення ферментера має безпосередній вплив на продуктивність усієї технологічної лінії [11, 12].

1.4 Обґрунтування необхідності удосконалення технологічного процесу

Удосконалення технологічного процесу виробництва біоетанолу доцільно спрямувати на підвищення виходу спирту, зменшення тривалості ферментації, зниження енерговитрат, покращення стабільності процесу та підвищення безпеки експлуатації обладнання. Значна частина втрат у виробництві біоетанолу пов’язана з недостатнім контролем температури, нерівномірністю перемішування, забрудненням середовища сторонньою мікрофлорою та нераціональним режимом подавання сировини [9, 10].

Одним із перспективних напрямів удосконалення є оптимізація конструкційних

параметрів ферментера. Ферментер є основним апаратом, у якому відбувається біохімічне перетворення цукрів у спирт, тому його конструкція безпосередньо впливає на продуктивність, якість процесу і витрати енергії. До основних конструкційних параметрів ферментера належать робочий об’єм, геометричне співвідношення висоти і діаметра, тип перемішувального пристрою, потужність приводу, конструкція теплообмінної системи, форма днища, матеріал корпусу, тип ущільнень і спосіб відведення газів [11, 12].

Для біоетанольного виробництва доцільно застосовувати циліндричний вертикальний ферментер із конічним або еліптичним днищем, сорочкою охолодження або внутрішнім змійовиком, механічним перемішувачем, патрубками для подавання середовища, посівного матеріалу, мийних розчинів, відведення готової бражки та діоксиду вуглецю. Корпус ферментера доцільно виготовляти з корозійностійкої сталі, оскільки середовище має підвищену кислотність і містить органічні кислоти, солі та спирт [11, 13].

Основні технологічні фактори, що визначають ефективність ферментації, наведено на рисунку 1.3.

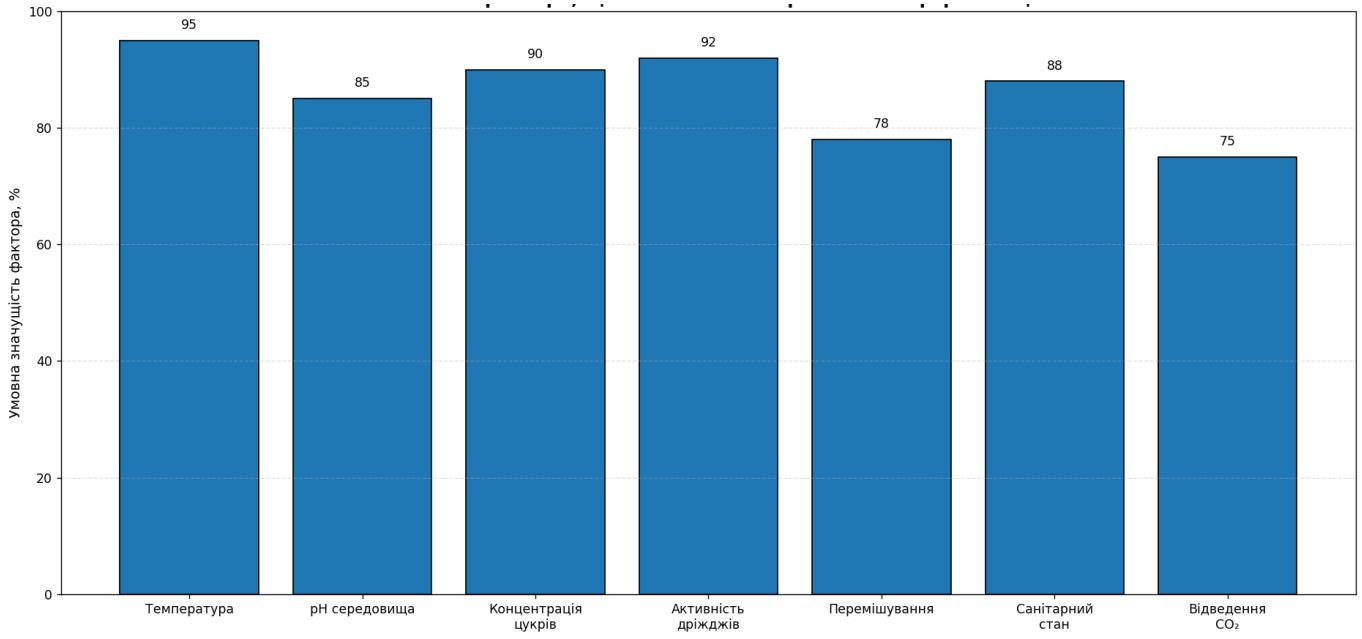


Рисунок 1.3 – Основні параметри, що впливають на ефективність ферментації

Рисунок 1.3 свідчить, що найбільший вплив на процес ферментації мають температурний режим, активність дріжджової культури, концентрація цукрів і санітарний стан обладнання. Саме тому конструкція ферментера повинна забезпечувати не лише необхідний об’єм, а й стабільне підтримання технологічних параметрів упродовж усього циклу бродіння [5, 6, 13].

1.5 Обґрунтування конструкційних параметрів ферментера

Основним параметром ферментера є робочий об’єм, який визначається продуктивністю виробництва, тривалістю ферментації та коефіцієнтом заповнення апарата. Повний об’єм ферментера має бути більшим за робочий, оскільки необхідно залишати вільний простір для піноутворення, виділення діоксиду вуглецю та запобігання переливу середовища.

Робочий об’єм ферментера можна визначити за формулою:

$$V_p = Q \cdot \tau \tag{1.2}$$

де $V_{\text{р}}$ — робочий об’єм ферментера, м³;

Q — об’ємна продуктивність подавання підготовленого середовища, м³/год;

τ — тривалість ферментації, год.

Повний об’єм ферментера визначають з урахуванням коефіцієнта заповнення:

$$V_{\text{п}} = V_p/\varphi \tag{1.3}$$

де φ — коефіцієнт заповнення, який для бродильних апаратів доцільно приймати в межах 0,75–0,85.

Геометричні розміри ферментера мають забезпечувати достатню площу теплообміну, ефективне перемішування і зручність санітарної обробки. Для вертикальних циліндричних апаратів співвідношення висоти циліндричної частини до діаметра часто приймають у межах 2,0–3,0. Збільшення висоти апарата дозволяє зменшити площу, яку займає обладнання, однак може ускладнювати перемішування та підвищувати навантаження на привід [11, 12].

Важливим елементом ферментера є перемішувальний пристрій. Його призначення полягає у вирівнюванні концентрації цукрів, температури, дріжджової біомаси та поживних речовин у всьому об’ємі середовища. Для спиртового бродіння не потрібне інтенсивне аерування, однак рівномірне перемішування необхідне для запобігання локальному перегріванню та осіданню біомаси. Доцільно використовувати лопатеву або турбінну мішалку з помірною частотою обертання [9, 11].

Теплообмінна система ферментера повинна забезпечувати відведення теплоти, що виділяється під час бродіння. Оскільки процес ферментації є екзотермічним, підвищення температури понад оптимальні межі може знизити активність дріжджів, збільшити утворення побічних продуктів і погіршити якість бражки [5, 6]. Тому ферментер доцільно обладнати сорочкою охолодження або внутрішнім змійовиком із

подаванням охолоджувальної води.

Конструктивну схему ферментера, який доцільно застосовувати для спиртового бродіння підготовленого мелясового середовища, подано на рисунку 1.4.

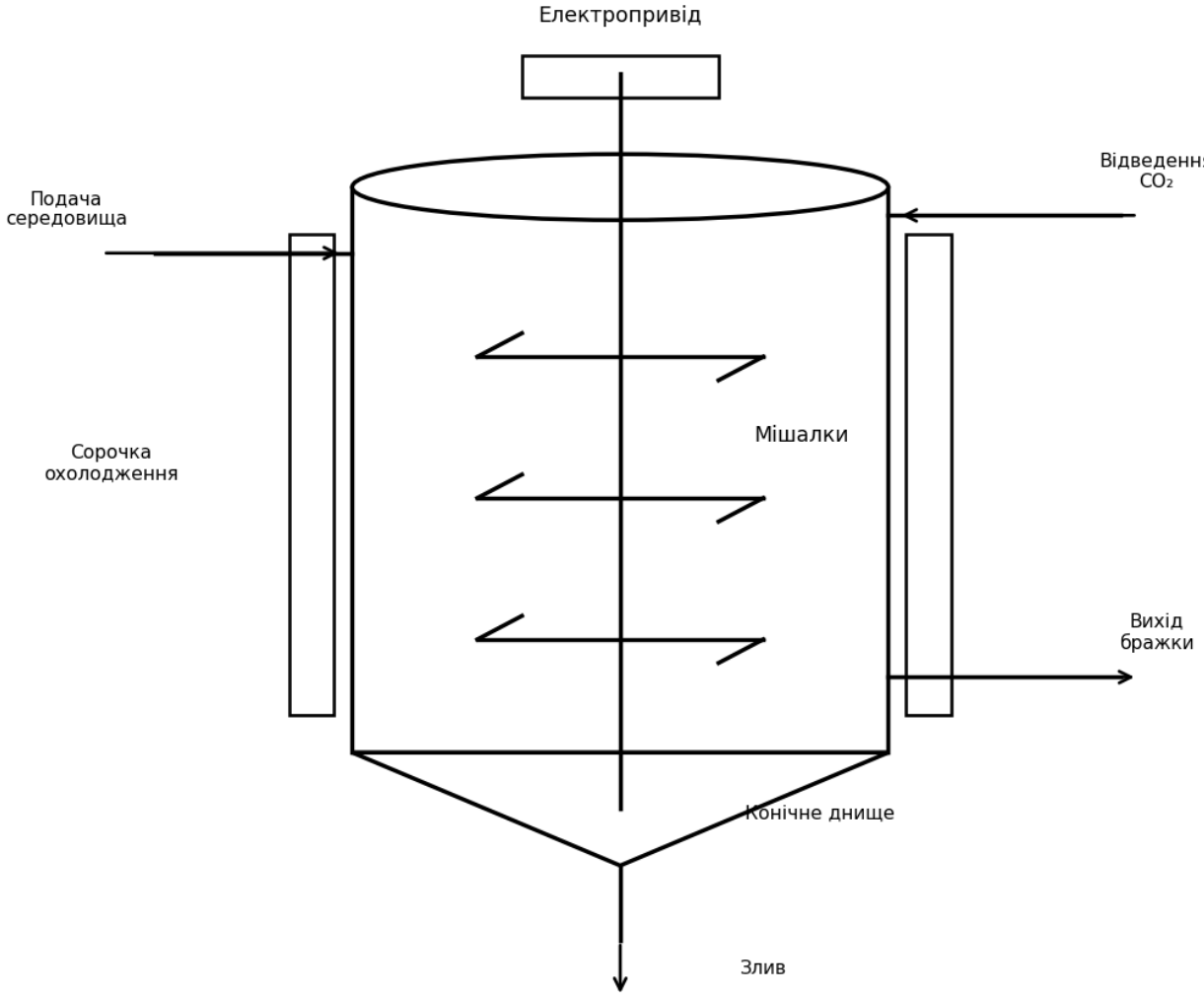


Рисунок 1.4 – Конструктивна схема ферментера для виробництва біоетанолу

Матеріал ферментера повинен відповідати вимогам харчового та біотехнологічного виробництва. Найбільш доцільним є застосування нержавіючої сталі, яка має достатню міцність, корозійну стійкість, придатність до миття і дезінфекції. Внутрішні поверхні апарата повинні бути гладкими, без застійних зон, щілин і важкодоступних ділянок, у яких може накопичуватися забруднення [11, 13].

Для підвищення технологічної ефективності ферментер доцільно оснащувати системою автоматичного контролю температури, pH, рівня, тиску, частоти обертання мішалки та витрати охолоджувальної води. Автоматизація дозволяє стабілізувати режим ферментації, зменшити вплив людського фактора, підвищити вихід спирту і покращити безпеку експлуатації обладнання [12, 13].

1.6 Температурний режим ферментації

Температурний режим є одним із найважливіших параметрів процесу спиртового

бродіння. Дріжджі Saccharomyces cerevisiae мають високу активність у певному температурному інтервалі. За надто низької температури процес бродіння сповільнюється, збільшується тривалість циклу, а продуктивність ферментера знижується. За надмірного нагрівання зменшується життєздатність дріжджових клітин, підвищується ризик утворення побічних продуктів і знижується якість бражки [5, 6].

У процесі спиртового бродіння виділяється теплота, тому без ефективної системи охолодження температура в апараті може підвищуватися. Це особливо важливо для ферментерів великого об’єму, де тепловідведення ускладнюється через зменшення питомої площі теплообміну. Тому під час проєктування ферментера необхідно передбачити достатню площу теплообміну, надійне регулювання витрати охолоджувальної води та автоматичне вимірювання температури середовища [11, 12].

Вплив температури на активність дріжджів Saccharomyces cerevisiae наведено на рисунку 1.5.

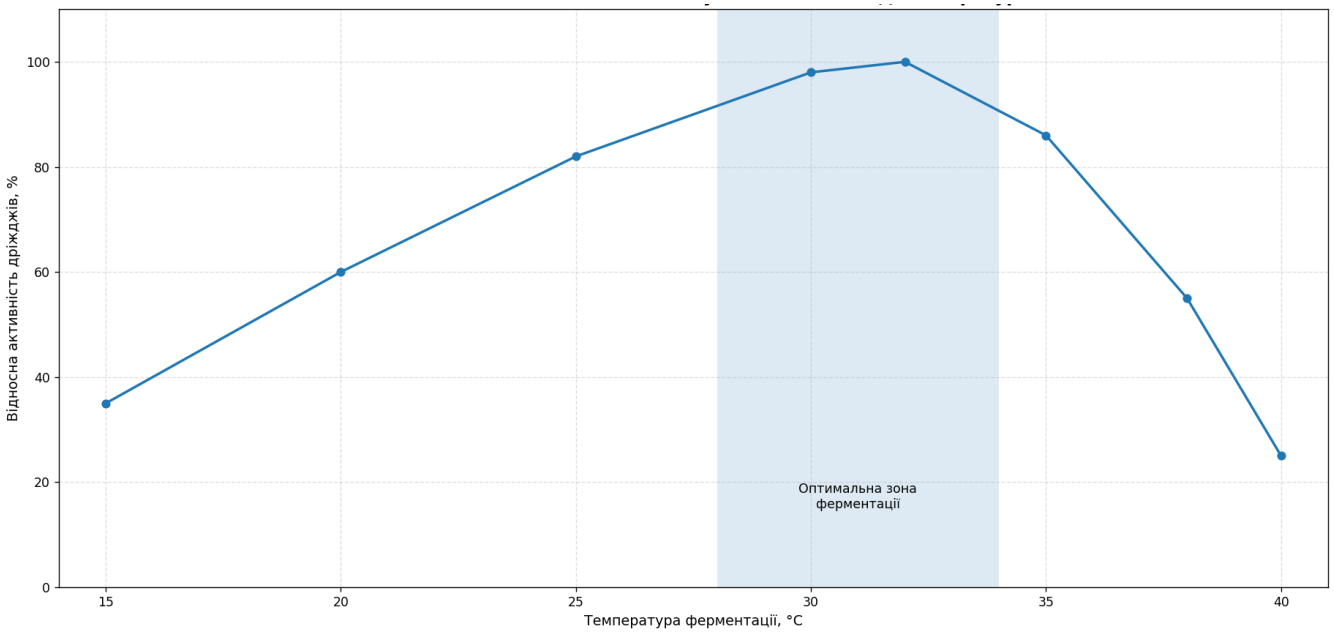


Рисунок 1.5 – Залежність активності дріжджів Saccharomyces cerevisiae від температури ферментації

З рисунка 1.5 видно, що максимальна активність дріжджів спостерігається в умовній зоні 28–34 °C. Саме тому під час обґрунтування конструкційних параметрів ферментера необхідно передбачати ефективну систему охолодження, яка дозволить підтримувати температуру в оптимальних межах упродовж усього циклу бродіння [5, 6, 11].

2. КОНСТРУКТОРСЬКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗДІЛ

2.1 Характеристика сировини, матеріалів та напівпродуктів, що використовуються у виробництві

Характеристику сировини, допоміжних матеріалів і напівпродуктів, що застосовуються у виробництві біоетанолу, доцільно подати у вигляді узагальненої таблиці. Такий формат дає змогу систематизувати основні види сировини, визначити їхнє технологічне призначення, встановити вимоги до якості та показати роль кожного компонента у виробничому процесі.

До основної сировини належить бурякова меляса, яка є джерелом зброджуваних цукрів. Допоміжні матеріали використовують для регулювання кислотності середовища, збагачення його поживними речовинами, забезпечення життєдіяльності дріжджів, дезінфекції, миття обладнання та підтримання санітарного стану виробництва. Напівпродуктами є підготовлене мелясне сусло, дріжджова суспензія, бражка, спирт-сирець і зневоднений біоетанол, які послідовно утворюються на різних стадіях технологічного процесу [10, 18, 21, 27].

Таблиця 2.1 – Характеристика сировини, матеріалів та напівпродуктів

Найменування	Категорія і номер НТД, згідно якого перевіряється сировина	Показники, що обов'язкові для перевірки та їх нормативне значення	Примітка
1	2	3	4
1. Основна сировина			
1.1 Бурякова меляса	ДСТУ 3696-98 (ГОСТ 30561-98) «Меляса бурякова. Технічні умови»	Усі показники згідно з ГОСТ	Анаеробне бродіння для отримання біоетанолу
1.2 Сірчана кислота	ГОСТ 2184-77 «Кислота серная техническая. Технические условия»	Усі показники згідно з ГОСТ	Підкислення та асептування меляси (ростового ПС)
1.3 Формалін	ГОСТ 1625-2016 «Формалин. Технические условия»	Усі показники згідно з ГОСТ	Асептування меляси (основного ПС)
1.4 Карбамід	ГОСТ 2081-2010 «Карбамид. Технические условия»	Усі показники згідно з ГОСТ	Добавка до меляси
1.6. Вода питна	ДСТУ 7525:2014 Вода питна. Вимоги та методи	Кольоровість, каламутність, смак,	Для приготування розчинів поживних речовин

	контролювання якості	запах, pH, жорсткість, вміст мікроорганізмів і бактерій згідно ДСТУ	
1.7. Агаризоване середовище	ГОСТ 29112-91 «Среды питательные плотные. Общие технические условия»	Усі показники згідно з ГОСТ	Для культивування в пробірках
2. Допоміжна сировина			
2.1. Вода технічна	ФС 42-2619-89	Усі показники згідно з фармстаттею	Для приготування миючих та дезінфікуючих розчинів
2.2. Олеїнова кислота	ГОСТ 7580-91 «Кислота олеиновая техническая. Технические условия»	Усі показники згідно з ГОСТ	Для приготування піногасника
2.3. Хлорне вапно	ГОСТ 1692-85 «Известь хлорная. Технические условия»	Усі показники згідно з ГОСТ	Для приготування мийного розчину
2.4. Каустична сода	ГОСТ Р 55064-2012 «Натр едкий технический. Технические условия»	Усі показники згідно з ГОСТ	Для приготування дезінфікуючого розчину
3. Матеріали			
3.1. Пробірки лабораторні (14 мм)	ТУ 9461-008-52876351-2008	Зовнішній вигляд, цілісність	Для культивування на агаризованому середовищі
3.2. Колби конічні об'ємом 2 л (КН-2-2000-50) та 5 л (КН-2-5000-50)	ГОСТ 25336-82	Зовнішній вигляд, маркування, цілісність	Для культивування посівного матеріалу
3.3. Цеоліти	ТУ 9692-0003-59266087-05 «Материалы сорбционные и фильтрующие»	Усі показники згідно з ТУ	Для адсорбування води
3.4. Силікагель	ГОСТ 3956-76 «Силикагель технический. Технический условия»	Усі показники згідно з ГОСТ	Для видалення вологи на стадії виготовлення сухого льоду
4. Напівпродукти			
4.1. Музейна культура дріжджів	-	Мікробіологічна чистота Ферментативна активність	Для приготування посівного матеріалу

2.2 Опис технологічного процесу

Санітарна підготовка виробництва розпочинається з приготування дезінфікуючих розчинів, які застосовують для обробки виробничих приміщень, обладнання та комунікацій. Розчин хлорного вапна використовують для миття і знезараження підлоги, зовнішніх поверхонь апаратів, трубопроводів та інших елементів виробничої зони. Його готують шляхом змішування порошкоподібного хлорного вапна марки А згідно з ГОСТ 1692-58, яке містить близько 35 % активного хлору, з водою до концентрації 5 г/дм³. Приготування розчину здійснюють у реакторі Р-2 місткістю 5 м³, діаметром 1800 мм, із коефіцієнтом заповнення 0,7. Апарат працює за атмосферного тиску, а завантаження компонентів виконують вручну через люк. Для рівномірного перемішування реактор обладнаний лопатевою мішалкою з частотою обертання вала 1 $с^{-1}$. Потужність електродвигуна з редуктором становить 20 кВт. Після приготування готовий дезінфікуючий розчин насосом подають на обробку виробничих приміщень і поверхонь обладнання.

Для санітарної обробки внутрішніх поверхонь технологічного обладнання та прилеглих комунікацій використовують розчин каустичної соди [17]. Його одержують шляхом розчинення порошкоподібної соди у воді до концентрації 40 г/дм³. Розчин готують у реакторі Р-2 місткістю 5 м³, діаметром 1800 мм, із коефіцієнтом заповнення 0,7. Апарат працює при атмосферному тиску, а завантаження сировини здійснюється вручну через люк. Реактор оснащений лопатевою мішалкою з частотою обертання 1 $с^{-1}$. Потужність електродвигуна з редуктором становить 20 кВт. Після приготування розчин насосом транспортують до стадії обробки обладнання і комунікацій.

Підготовку виробничих приміщень здійснюють із використанням розчину хлорного вапна. Цим розчином проводять миття підлоги, зовнішніх поверхонь апаратів, трубопроводів та іншого обладнання. Така обробка забезпечує зменшення мікробного забруднення виробничого середовища та створює належні санітарні умови для проведення технологічного процесу. Відпрацьовані дезінфікуючі розчини направляють на стадію знешкодження.

Підготовка обладнання і трубопроводів розпочинається з промивання водою протягом 2 хвилин. Відпрацьовану воду перед скиданням у систему каналізації рідких відходів спрямовують у збірник нейтралізації. Після попереднього промивання виконують обробку 1–2 % розчином хлорного вапна, тривалість якої становить близько

40 хвилин. Після завершення обробки внутрішні поверхні обладнання повторно промивають водою для видалення залишків мийного розчину. Відпрацьовані води передають на знешкодження [16].

Дезінфекцію обладнання і прилеглих трубопроводів проводять розчином каустичної соди. Обробку здійснюють протягом однієї години, після чого внутрішні поверхні апаратів промивають водою для повного видалення залишків дезінфектанта. Відпрацьовані розчини направляють на подальше знешкодження. Стерилізацію технологічного обладнання та трубопроводів проводять гострою парою за температури 110 °С і тиску 0,2 МПа протягом 1,5 год. Після завершення стерилізації обладнання охолоджують протягом приблизно 3,5 год. Пара подається як усередину апаратів, так і в комунікації та сорочки обладнання. Конденсат, що утворюється під час стерилізації, надходить на стадію знешкодження.

Перед допуском до роботи персонал проходить навчання, інструктаж і перевірку знань щодо особливостей технологічного процесу, правил виробничої санітарії та вимог охорони праці. Особливу увагу приділяють навчанню безпечній роботі з біологічним агентом, дезінфікуючими речовинами, гарячою парою, кислотами, лугами та легкозаймистими рідинами. Працівники повинні бути забезпечені спеціальним одягом, засобами індивідуального захисту та дотримуватися встановлених санітарно-гігієнічних вимог під час перебування у виробничих приміщеннях.

Підготовка стерильного повітря передбачає його забір через повітрозабірні труби, розташовані на висоті 4–6 м над рівнем землі. Таке розміщення точки забору зменшує ймовірність потрапляння пилу, механічних домішок та мікроорганізмів із приземного шару повітря. Далі повітря проходить попереднє очищення на фільтрах із діаметром пор 1,5 мкм, де затримуються пилові частинки та інші механічні забруднення. Після цього повітря стискають за допомогою повітродувок продуктивністю від 2 до 190 м³/хв до тиску до 0,25 МПа. Перед подачею в інокулятор Р-32 і посівний ферментер, або дріжджегенератор Р-35, повітря додатково стерилізують в індивідуальних фільтрах Ф-34 та Ф-36.

Для забезпечення теплових процесів виробництва використовують водяну пару, яку отримують у теплообмінниках за температури близько 100 °С і атмосферного тиску. Пара застосовується на стадіях стерилізації меляси, ректифікації та зневоднення біоетанолу на молекулярних ситах. Під час приготування теплоносія здійснюють

технічний контроль параметрів процесу. Охолоджену воду отримують у холодильних установках, куди подають технічну воду та холодоагент. Після охолодження вода використовується у теплообмінниках для зниження температури стерильних розчинів, конденсації парів та підтримання необхідного теплового режиму технологічного процесу.

Підготовка меляси розпочинається з її розбавлення. Мелясу зі складських збірників подають до реактора Р-7, куди одночасно надходить вода. Для отримання однорідної розсиропки реактор обладнаний пропелерною мішалкою. Після гомогенізації розчин меляси насосом Н-8 перекачують до установки безперервної стерилізації [10]. Нестерильний розчин меляси центробіжним насосом подають у підігрівач із вприском гострої пари К-10, який працює як колонка швидкісного нагрівання. До апарата також подається пара під тиском 0,6 МПа. Розчин меляси швидко нагрівається до температури стерилізації 120 °С протягом приблизно 10 хвилин. Продуктивність апарата становить 20 м³/год, місткість — 0,1 м³. Пара вводиться через сопло діаметром 2,5 мм, розташоване тангенціально. Об’єм конденсату, що утворюється, становить близько 0,5 м³/год. Після нагрівання меляса надходить до нижнього патрубка витримувача.

Після нагрівання розчин меляси надходить у теплообмінник-витримувач Т-11, де підтримується температура 120 °С. Витримування за такої температури забезпечує необхідний час стерилізації та сприяє знищенню максимальної кількості сторонньої мікрофлори. Теплообмінник-витримувач складається з трьох корпусів об’ємом по 1,7 м³. Діаметр кожного корпусу становить 0,6 м, висота — 6 м. Корпуси мають еліптичні кришки, а всередині розташовані секції, які формують систему циліндричних камер. Для зменшення тепловтрат апарат обладнаний совелітовою ізоляцією товщиною 35 мм.

Рекуперація тепла здійснюється у рекуператорі Т-12, який являє собою розбірний пластинчастий теплообмінник. Загальна площа теплообміну становить 100 м², площа однієї пластини — 0,5 м². У процесі рекуперації стерильний гарячий розчин меляси передає частину тепла нестерильному розчину, який потім надходить до нагрівача. Водночас стерильне середовище охолоджується приблизно до 90 °С. Така схема дає змогу зменшити витрати пари та підвищити енергоефективність процесу. Після рекуператора стерильний розчин меляси подають до пластинчастого теплообмінника-охолоджувача Т-13, де він охолоджується до 30 °С. Після охолодження стерильна

розсиропка надходить до реакторів Р-14 і Р-17 для подальшого приготування поживних середовищ. Загальна поверхня теплообміну охолоджувача становить 100 м², площа однієї пластини — 0,5 м².

Розчин карбаміду готують шляхом змішування карбаміду з водою до концентрації 20 %. Процес здійснюють у реакторі Р-20 місткістю 5 м³, діаметром 1800 мм, із коефіцієнтом заповнення 0,7. Апарат працює за атмосферного тиску, а завантаження компонентів виконують вручну через люк. Реактор обладнаний лопатевою мішалкою з частотою обертання 1 $с^{-1}$ і електродвигуном із редуктором потужністю 20 кВт. Після приготування розчин стерилізують протягом 20–30 хв при температурі 120–125 °С і надлишковому тиску 0,1–0,14 МПа за безперервного перемішування. Після стерилізації розчин охолоджують до температури 30 ± 1 °С шляхом подавання води в сорочку апарата. Підготовлений розчин насосом транспортують на стадії приготування поживного середовища.

Розчин ортофосфорної кислоти використовують як джерело фосфорного живлення для дріжджів. Його готують шляхом змішування ортофосфорної кислоти з водою до концентрації 70 %. Приготування здійснюють у реакторі Р-23 місткістю 5 м³, діаметром 1800 мм, із коефіцієнтом заповнення 0,7. Реактор працює при атмосферному тиску, завантаження проводять вручну через люк. Апарат оснащений лопатевою мішалкою з частотою обертання 1 $с^{-1}$ та електродвигуном із редуктором потужністю 20 кВт. Стерилізацію розчину проводять протягом 20–30 хв за температури 120–125 °С і надлишкового тиску 0,1–0,14 МПа при постійному перемішуванні. Після стерилізації розчин охолоджують до температури 30 ± 1 °С подаванням води в сорочку апарата. Підготовлений розчин насосом транспортують на стадії приготування ростового та основного поживних середовищ.

Перед заповненням реактор Р-14 стерилізують протягом 1 год при тиску 0,1–0,12 МПа і температурі 120–124 °С. Після цього до апарата подають стерильний розчин меляси, розчин сірчаної кислоти, розчин карбаміду, розчин ортофосфорної кислоти та питну воду для розбавлення [20]. Реактор Р-14 має місткість 25 м³, еліптичну кришку і днище, а також суцільну пароводяну сорочку. Коефіцієнт заповнення становить 0,8, діаметр апарата — 2800 мм. Завантаження здійснюється трубопроводом, а вивантаження готового поживного середовища — через нижній злив. Перемішування проводять пропелерною мішалкою з частотою обертання 1 $с^{-1}$. Потужність

електродвигуна з редуктором становить 20 кВт. Вміст сухих речовин у ростовому середовищі доводять до 12–14 %, а pH підтримують у межах 4,5–5,0. Готове поживне середовище відцентровим горизонтальним насосом подають на стадію вирощування посівного матеріалу.

Перед початком роботи реактор Р-17 стерилізують протягом 1 год при тиску 0,1–0,12 МПа і температурі 120–124 °С. Для приготування основного поживного середовища в реактор подають стерильний розчин меляси, розчин карбаміду, розчин ортофосфорної кислоти, воду та формалін, який використовується як антисептик замість розчину сірчаної кислоти. Реактор Р-17 має місткість 25 м³, еліптичну кришку і днище, суцільну пароводяну сорочку, коефіцієнт заповнення 0,8 і діаметр 2800 мм. Завантаження здійснюють через трубопровід, а вивантаження готового середовища — через нижній злив. Перемішування забезпечується пропелерною мішалкою з частотою обертання 1 $с^{-1}$. Потужність електродвигуна з редуктором становить 20 кВт. Вміст сухих речовин у середовищі доводять до 32–34 %, pH підтримують на рівні 4,5–5,0. Готове основне поживне середовище відцентровим горизонтальним насосом подають на стадію виробничого біосинтезу.

Перед заповненням апарат Р-20 стерилізують протягом 1 год при температурі 120–124 °С і тиску 0,1–0,12 МПа. Емульсію піногасника готують шляхом змішування олеїнової кислоти з питною водою протягом 1 год до отримання однорідної системи. Стерилізацію піногасника проводять глухою парою через сорочку апарата за температури 120–126 °С і надлишкового тиску 0,1–0,14 МПа протягом 4 год. У процесі стерилізації здійснюють технічний контроль температури, тиску і тривалості обробки.

Приготування посівного матеріалу Saccharomyces cerevisiae розпочинається з вирощування музейної культури на скошеному агаризованому середовищі у пробірках ПР-29. Культивування проводять у стерильних умовах за температури 29–30 °С протягом 48–72 год залежно від інтенсивності росту культури [9, 13]. Культуру, вирощену на агаризованому середовищі, стерильно змивають із поверхні та переносять у колби Ерленмейєра К-30 об’ємом 2 дм³. У кожну колбу вносять близько 250 см³ ростового поживного середовища. Засіяні колби культивують на качалці при частоті 120–240 об/хв і температурі 29–30 °С протягом 2–3 діб. На цій стадії проводять мікробіологічний контроль, під час якого перевіряють морфологічні ознаки дріжджів, відсутність сторонньої мікрофлори та відповідність технічних параметрів процесу.

Культуру, отриману на попередній стадії, переносять у колби більшого об’єму — 5 дм³. У них міститься 600–700 см³ ростового поживного середовища. Культивування проводять за аналогічних умов протягом 3–4 діб. Ця стадія забезпечує поступове збільшення кількості активної біомаси перед перенесенням культури в інокулятор. Готову культуру стерильно переносять в інокулятор Р-32 об’ємом 0,1 м³, у який попередньо внесено ростове поживне середовище. Внутрішній діаметр апарата становить 0,1 м. Інокулятор обладнаний суцільною пароводяною сорочкою, а коефіцієнт заповнення становить 0,5 від номінального об’єму. Завантаження здійснюють через трубопровід або вручну через люк. Перемішування комбіноване: механічною турбінною мішалкою та стерильним повітрям через барботер. Інокулятор оснащений контрольно-вимірювальними приладами для регулювання температури, pH і рівня піни. Кількість посівного матеріалу становить 10–12 % від об’єму поживного середовища. Культивування проводять протягом 40–60 год за температури 29–30 °С, pH 4,5–5,0 і безперервного перемішування.

Перед прийманням дріжджової суспензії в дріжджегенераторі Р-35 готують поживне середовище. Після цього дріжджову культуру з попередньої стадії перекачують у дріжджегенератор і починають процес нарощування біомаси за умов безперервної аерації та перемішування. Дріжджегенератор являє собою реактор із внутрішнім діаметром 2200 мм, суцільною пароводяною сорочкою та коефіцієнтом заповнення 0,5. Перемішування здійснюється комбіновано: турбінною мішалкою та повітрям через барботер. Процес накопичення дріжджів триває 10–12 год. Коли концентрація дріжджових клітин у середовищі досягає 14–17 г/дм³, дріжджову суспензію можна подавати у виробничі ферментери. Отриманий посівний матеріал обов’язково піддають мікробіологічному і біохімічному контролю, оскільки від його чистоти та активності залежить стабільність подальшого виробничого процесу. Дріжджегенератор обладнаний засобами контролю pH, температури і рівня піни. Основні умови культивування: температура 29–30 °С, pH 4,5–5,0, тривалість — до 48 год.

Вегетативний посівний матеріал, отриманий на попередній стадії, перекачують у виробничий ферментер Р-38, у якому вже міститься основне поживне середовище з концентрацією сухих речовин 32–34 %. Виробничий біосинтез проводять у ферментерах місткістю 100 м³ із внутрішнім діаметром 3600 мм, еліптичним днищем і

кришкою. Коефіцієнт заповнення ферментера становить 0,7. Перемішування здійснюється механічно за допомогою трьох турбінних мішалок. Апарат обладнаний пароводяною секційною сорочкою та змійовиком для підтримання температурного режиму. Процес виробничого біосинтезу проводять за температури 29–30 °С, pH 4,5–5,0, в анаеробних умовах протягом приблизно 20 год. У результаті утворюється бражка, яка містить близько 8 % біоетанолу.

Виділення етанолу починається з очищення в бражній колоні. Бражку насосом подають у підігрівач П-42, де її нагрівають до температури 85–90 °С за рахунок теплоти водно-спиртових парів, що надходять із бражної колони. Далі бражка надходить у бражний сепаратор СП-43, де відокремлюються вуглекислий газ і повітря. Після сепарації бражку подають на верхню тарілку бражної колони РК-39. У колоні відбувається відгонка суміші етанолу і води. Бражна колона має вертикальний циліндричний корпус зі сферичною кришкою і днищем. За конструкцією це тарілчаста колона безперервної дії діаметром 1000 мм і висотою 4000 мм. Усередині колони розташовано 18 одноковпачкових тарілок із міжтарілковою відстанню 200 мм. Обігрівання здійснюється гострою парою, яка подається в нижню частину колони. Апарат оснащений пробним холодильником, верхнім і нижнім вакуум-переривниками, термометрами на тарілці живлення, на вході бражки та на виході води з основного конденсатора. Після конденсації водно-спиртових парів у підігрівачі П-42 і конденсаторі К-44 отримують бражний дистилят, або спирт-сирець, міцністю 35–55 % об. Він містить леткі домішки, які були присутні у зрілій бражці. З нижньої частини колони відводять барду — залишок, практично вільний від спирту. Вміст сухих речовин у барді становить 3–10 %, а вміст спирту не перевищує 0,015 % об.

У ректифікаційній, або спиртовій, колоні РК-41 з епюрату виділяють етиловий спирт, концентрують його та очищують від хвостових, проміжних і залишкових головних домішок. У колоні встановлено 72 клапанні тарілки. Обігрівання здійснюється гострою парою. Спиртова колона обладнана дефлегматором Д-47, конденсатором К-48, холодильником Х-49, термометрами в кубовій частині, у зоні відбору сивушної фракції, на тарілці введення живлення, а також відокремлювачем сивушного масла. На виході зі спиртової колони отримують ректифікований біоетанол концентрацією 95–96 % і сивушну фракцію, яку відводять окремо.

Очищення у метанольній колоні проводять за принципом, аналогічним попереднім ректифікаційним стадіям. Температура на живильній тарілці підтримується в межах 80–81 °С, над верхньою тарілкою — 65–68 °С, у кубовій частині — 82–84 °С. Допустима різниця тисків по висоті колони становить 5–10 кПа. Концентрацію метанолу та етанолу визначають спиртовими ареометрами АСП-1. Вміст метанолу повинен бути меншим ніж 0,5 %, а концентрація етанолу — не нижчою ніж 94 %.

Зневоднення біоетанолу здійснюють на молекулярних ситах. Ректифікований біоетанол, отриманий після брагоректифікаційної установки, подають у нагрівач П-50 місткістю 0,1 м³. Нагрівання здійснюється шляхом вприску гострої насиченої пари в колонці швидкісного нагріву. Температура спиртової суміші підвищується приблизно до 115 °С. Продуктивність нагрівача становить 20 м³/год. Пара вводиться через сопло діаметром 2,5 мм, розташоване тангенціально. Тиск пари — 0,6 МПа, температура — 130–135 °С. У результаті утворюються перегріті пари спирту, які надходять на подальшу стадію зневоднення [23].

Перегріті пари спирту подають в адсорбер А-51, заповнений молекулярними ситами. У шарі цеоліту відбувається вибіркова адсорбція води, тоді як молекули етанолу проходять через адсорбент. Номінальний об’єм адсорбера становить 0,5 м³, робочий тиск — 0,5 МПа. Пари, що виходять з адсорбера, містять лише незначну кількість води. Після цього вони надходять у конденсатор К-52 для конденсації та охолодження. Охолодження та конденсація зневодненого біоетанолу відбувається в конденсаторі К-52. На виході отримують готовий продукт — біоетанол концентрацією близько 98 %. Регенерацію цеолітів здійснюють шляхом сушіння адсорбенту за температури близько 60 °С. Це дає змогу видалити адсорбовану воду та відновити здатність молекулярних сит до подальшого використання.

Готовий біоетанол завантажують у цистерни об’ємом 100 л і направляють на склад готової продукції. Під час завантаження необхідно дотримуватися вимог пожежної безпеки, герметичності тари та правил роботи з легкозаймистими рідинами. Зберігання здійснюють у спеціально обладнаних приміщеннях або резервуарах, призначених для спиртовмісної продукції.

Утилізація діоксиду вуглецю передбачає його відбір із бражного сепаратора СП-42 і подавання до компресора першого ступеня К-53. У компресорі газ стискається до проміжного тиску 6,02 МПа [28]. Після першого ступеня компресування потік газу

проходить через теплообмінник Т-54, де охолоджується газом низького тиску, який повертається до компресора К-53. Охолодження необхідне для зниження температури газу перед подальшим стисканням. Далі охолоджений газ надходить до компресора другого ступеня К-55, де стискається до кінцевого тиску 20 МПа. Після другого ступеня компресування газ проходить через теплообмінник Т-56, де охолоджується потоком газу низького тиску, який повертається до компресора першого ступеня. Після охолодження стиснений газ дроселюється у дросельному вентилі, унаслідок чого його температура знижується, а частина газу зріджується.

Рідина, що утворилася внаслідок охолодження та часткового зрідження, відділяється на фільтрах, заповнених силікагелем. Волога відводиться із системи, а холодний газ низького тиску повертається до компресора першого ступеня через теплообмінник Т-56. Рідкий вуглекислий газ розширюють шляхом зниження тиску до 0,1 МПа. У результаті різкого розширення утворюється снігоподібна маса з низькою температурою. Надалі цю масу пресують у гранули сухого льоду розміром від 5 до 12 мм. Отриманий сухий лід може використовуватися для охолодження, транспортування продукції або інших технічних потреб.

2.3 Контроль виробництва

У таблиці 2.2 подано перелік основних контрольних точок технологічного процесу виробництва біоетанолу. Їх визначення необхідне для забезпечення стабільного перебігу всіх стадій виробництва, дотримання встановлених параметрів технологічного режиму та своєчасного виявлення можливих відхилень.

Контрольні точки охоплюють операції підготовки дезінфікуючих розчинів, санітарної обробки приміщень, миття і стерилізації обладнання, підготовки стерильного повітря, розбавлення та стерилізації меляси, приготування поживних середовищ, вирощування посівного матеріалу, виробничого біосинтезу, виділення, очищення, зневоднення біоетанолу та утилізації діоксиду вуглецю. Для кожної контрольної точки встановлюють параметри, які підлягають перевірці: температуру, тиск, тривалість процесу, концентрацію розчинів, pH, вміст сухих речовин, стерильність, активність культури, концентрацію спирту та інші показники.

Систематичний контроль цих параметрів дає змогу підтримувати якість напівпродуктів і готового біоетанолу, запобігати мікробіологічному забрудненню, зменшувати технологічні втрати та забезпечувати безпечну роботу обладнання. Перелік

контрольних точок, які забезпечують виконання технологічного режиму, наведено в таблиці 2.2 [10, 16, 21, 27].

Таблиця 2.2 – Перелік контрольних точок технологічного процесу виробництва біоетанолу

№	Назва стадії, процесу, місце заміру параметра або відбору проби	Параметр, що контролюється	Частота контролю	Норми технологічного режиму та допустимі відхилення	Метод контролю	Метод контролю параметра, тип приладу
1	ДР 1.1.1. Приготування розчину хлорного вапна	Концентрація	Кожна операція	5 г/дм³ ± 0,5 г	$К_х$	Дозатор, мірний посуд
2	ДР 1.1.2. Приготування розчину каустичної соди	Концентрація	Кожна операція	40 г/дм³ ± 0,5 г	$К_х$	Дозатор, мірний посуд
3	ДР 1.2. Підготовка виробничих приміщень	Мікробіологічна чистота поверхонь	Кожна операція	Класи: А — КУО < 1/м²; В — КУО < 10/м²	$К_м$	Мікробіологічний метод
4	ДР 1.3.3. Стерилізація обладнання та комунікацій	Мікробіологічна чистота, технічний контроль	Змиви тампонами 2 рази на тиждень під час операції	Класи: А — КУО < 1/м²; В — КУО < 10/м²	$К_м$	Мікробіологічний метод
5	ДР 2. Приготування стерильного повітря	Мікробіологічна чистота; температура повітря; температура стерилізації	2 рази на тиждень під час операції; 1 раз на 2 тижні; контроль перед початком роботи	Кількість м/о в 1 м³ повітря: клас А — КУО < 1/м³; клас В — КУО < 10/м³; температура повітря — 20 °С ± 0,5 °С; температура стерилізації — 120 °С ± 0,5 °С	$К_м$; $К_т$	Мікробіологічний метод, висів на чашки Петрі; автоматичний регулятор температури
6	ДР 4.1. Розбавлення меляси	Концентрація	Кожна операція	40–50 %	$К_х$	Дозатор, мірний посуд
7	ДР 4.2.1. Нагрівання розчину меляси до температури стерилізації	Температура; тиск; час	Кожну операцію	120 °С ± 0,5 °С; 0,6 МПа; 20 хв	$К_т$	Термометр; манометр; технічний годинник
8	ДР 4.2.2. Витримування розчину меляси при температурі стерилізації	Температура; час	Кожну операцію	120 °С ± 0,5 °С; 10 хв	$К_т$	Термометр; технічний годинник
9	ДР 4.2.4. Охолодження	Температура; час;	Кожну операцію	30 °С ± 0,5 °С; 2 год;	$К_т$; $К_м$	Термометр; технічний годинник;

	стерильного розчину меляси	мікробіологічна чистота		відсутність контамінації		мікробіологічний метод
10	ДР 5.1. Приготування та стерилізація розчину карбаміду	Концентрація; температура стерилізації; час стерилізації; тиск стерилізації; температура охолодженого стерильного розчину; мікробіологічна чистота	Кожну операцію	20 %; 120–125 °С; 25–30 хв; 0,1–0,14 МПа; 30 °С ± 1 °С; відсутність контамінації	$К_х$; $К_т$; $К_м$	Дозатор; термометр; технічний годинник; манометр; мікробіологічний метод, висів на чашки Петрі
11	ДР 5.2. Приготування та стерилізація розчину ортофосфорної кислоти	Концентрація; температура стерилізації; час стерилізації; тиск стерилізації; температура охолодженого стерильного розчину; мікробіологічна чистота	Кожну операцію	70 %; 110–115 °С; 25–30 хв; 0,1–0,14 МПа; 30 °С ± 1 °С; відсутність контамінації	$К_т$; $К_м$	Дозатор; термометр; технічний годинник; манометр; мікробіологічний метод, висів на чашки Петрі
12	ДР 5.3. Приготування ростового ПС	Концентрація СР; pH; температура	Кожну операцію	12–14 %; pH 5; 30 °С ± 1 °С	$К_х$; $К_т$	Дозатор; pH-метр; термометр
13	ДР 5.4. Приготування основного ПС	Концентрація СР; pH; температура	Кожну операцію	32–34 %; pH 5; 30 °С ± 1 °С	$К_х$; $К_т$	Дозатор; pH-метр; манометр
14	ДР 6. Приготування та стерилізація піногасника	Концентрація; температура стерилізації; час стерилізації; тиск стерилізації; мікробіологічна чистота	Кожну операцію	70 %; 110–115 °С; 25–30 хв; 0,1–0,14 МПа; відсутність контамінації	$К_х$; $К_т$; $К_м$	Дозатор; термометр; технічний годинник; манометр; мікробіологічний метод, висів на чашки Петрі
15	ТП 7.1. Культивування в пробірках на агаризованому середовищі	Температура; час	—	30 °С; 48–72 год	$К_т$	Термометр; технічний годинник
16	ТП 7.2. Культивування в тонкому шарі ПС в качалочних колбах V = 2 л	Температура; час; мікробіологічна чистота	Кожну операцію	30 °С; 2–3 доби; відсутність контамінації	$К_т$; $К_м$	Термометр; технічний годинник; мікробіологічний метод, висів на чашки Петрі
17	ТП 7.3. Культивування в тонкому шарі ПС в колбах V = 5 л	Температура; час; мікробіологічна чистота	Кожну операцію	30 °С; 4–5 діб; відсутність контамінації	$К_т$; $К_м$	Термометр; технічний годинник; мікробіологічний

						метод, висів на чашки Петрі
18	ТП 7.4.1. Культивування в інокуляторі	Температура; час; тиск; частота обертання мішалки; мікробіологічна чистота	Кожну операцію	30 °C; 40–60 год; 0,02–0,03 МПа; 2 $с^{-1}$; відсутність контамінації	$К_т$; $К_м$	Термометр; технічний годинник; манометр; тахометр; мікробіологічний метод, висів на чашки Петрі
19	ТП 7.4.2. Дріжджегенерування	Температура; час; pH; частота обертання мішалки; мікробіологічна чистота	Кожну операцію	30 °C; 48 год; pH 4,5–5; 2 $с^{-1}$; відсутність контамінації	$К_т$; $К_м$	Термометр; технічний годинник; pH-метр; тахометр; мікробіологічний метод, висів на чашки Петрі
20	ТП 8. Виробничий біосинтез	Температура; час; pH; частота обертання мішалки	Кожну операцію	30 °C; 48 год; pH 4,5–5; 2 $с^{-1}$	$К_т$	Термометр; технічний годинник; pH-метр; тахометр
21	ТП 9.1. Очищення в бражній колоні	Температура; концентрація спирту в барді	Кожну операцію	95–105 °C; не більше 0,015 %	$К_т$; $К_х$	Термометр; хімічний аналіз
22	ТП 9.2. Очищення в ректифікаційній колоні	Температура	Кожну операцію	87–90 °C	$К_т$	Термометр
23	ТП 9.3. Очищення в метанольній колоні	Температура; концентрація спирту	Кожну операцію	80–81 °C; 65–68 °C; 82–84 °C; концентрація спирту — 94 %	$К_т$; $К_х$	Термометр; аерометр
24	ТП 10.1. Нагрівання ректифікованого спирту	Температура; час	Кожну операцію	115–120 °C; 2 год	$К_т$	Термометр
25	ТП 10.2. Адсорбування води на цеолітах	Температура	Кожну операцію	115–120 °C	$К_т$	Термометр
26	ТП 10.3. Охолодження	Температура	Кожну операцію	25–30 °C	$К_т$	Термометр
27	ТП 10.4. Відновлення цеолітів	Температура	Кожну операцію	60 °C	$К_т$	Термометр

2.4 Матеріальний баланс

Матеріальний баланс виробництва біоетанолу з бурякової меляси складають на один повний технологічний цикл роботи підприємства — від моменту надходження сировини до отримання зневодненого, або абсолютизованого, біоетанолу. Такий баланс дає змогу кількісно оцінити витрати основної сировини, допоміжних матеріалів, води, пари, поживних компонентів, а також визначити вихід основного продукту, побічних продуктів і виробничих відходів.

Під час складання матеріального балансу враховують надходження бурякової меляси, води для розбавлення, джерел азотного й фосфорного живлення, антисептиків, піногасника та інших допоміжних речовин. Окремо беруть до уваги утворення мелясної розсиропки, ростового й основного поживного середовища, дріжджової суспензії, бражки, спирту-сирцю, ректифікованого спирту та готового біоетанолу.

У процесі виробництва частина сировинних компонентів витрачається на ріст і життєдіяльність дріжджів, частина переходить у побічні продукти бродіння, зокрема діоксид вуглецю, барду, сивушну фракцію та інші технологічні залишки. Тому матеріальний баланс є важливим елементом технологічного розрахунку, оскільки дозволяє визначити ефективність використання сировини, оцінити втрати на окремих стадіях і обґрунтувати раціональність обраної технологічної схеми.

Основні показники матеріального балансу виробництва біоетанолу з бурякової меляси наведено в таблиці 2.3 [10, 12, 19, 22, 27].

Таблиця 2.3 – Матеріальний баланс виробництва біоетанолу з бурякової меляси

Використано		Отримано	
Назва сировини, матеріалів, напівпродуктів	Кількість, кг	Назва кінцевого продукту	Кількість, кг
1	2	3	4
ДР 4.1. Розбавлення меляси			
Меляса (СР 65 %)	30	Розчин меляси (СР 40 %)	45
Вода питна	15		
Всього	45	Всього	45
ДР 5.1. Приготування розчину карбаміду			
Карбамід	10,5	Розчин карбаміду	10,9
Вода питна	0,4		
Всього	10,9	Всього	10,9
ДР 5.2. Приготування розчину ортофосфорної кислоти			
Ортофосфорна кислота	10,5	Розчин ортофосфорної кислоти	10,9
Вода питна	0,4		
Всього	10,9	Всього	10,9
ДР 5.3. Приготування ростового ПС			
Розчин меляси (СР 40 %)	5,3	Ростове ПС	8,8
Сірчана кислота	0,04	Втрати	0,8
Розчин карбаміду	1,09		

Розчин ортофосфорної кислоти	1,09		
Вода питна	1,3		
Всього	8	Всього	9,6
ДР 5.4. Приготування основного ПС			
Розчин меляси (СР 40 %)	60	Основне ПС	74,14
Формалін	0,16	Втрати	2,5
Розчин карбаміду	1,09		
Розчин ортофосфорної кислоти	1,09		
Вода питна	11,8		
Всього	71,6	Всього	76,64
ТП 7.4.2. Дріжджегенерування			
Ростове ПС	7,16	Дріжджова суспензія	6,8
Дріжджі	0,7	Вуглекислий газ	1,1
Всього	7,9	Всього	7,9
ТП 8. Виробничий біосинтез			
Основне ПС	71,6	Бражка	72,9
Дріжджова суспензія	6,8	Вуглекислий газ	5,3
Всього	78,9	Всього	78,2
ТП 9.1. Відокремлення спирту від бражки			
Бражка	72,9	Барда	54,7
		Бражний дистилят	11,6
		Водно-спиртова пара	6,5
Всього	72,9	Всього	72,8
ТП 9.2. Епюрація			
Водно-спиртова пара	6,5	Епюрат	18,01
Бражний дистилят	11,6	Фракція головних домішок	0,09
Всього	18,1	Всього	18,1
ТП 9.3. Виділення спирту з епюрату (ректифікація)			
Епюрат	18,01	Ректифікований спирт	2,7
		Фракція сивушних масел	0,22
		Лютерна вода	15,09
Всього	18,01	Всього	18,01
ТП 10.2. Адсорбування на цеолітах			
Ректифікований спирт	2,7	Зневоднений спирт	2,646

		Лютерна вода	0,054
Всього	2,7	Всього	2,7
ПВ 12.1. Утилізація CO_2			
Вуглекислий газ	5,3	Сухий лід	7,57
Всього	5,3	Всього	7,57

2.5 Опис та обґрунтування обраної конструкції ферментера для зброджування меляси в біоетанол

Необхідною умовою ефективного перебігу процесу біосинтезу є забезпечення якісного перемішування та гомогенізації культурального середовища. Рівномірний розподіл поживних речовин, дріжджових клітин, температури та продуктів метаболізму безпосередньо впливає на стабільність ферментації, швидкість зброджування цукрів і вихід біоетанолу.

За способом створення необхідного режиму перемішування ферментери поділяють на апарати з механічним перемішувальним пристроєм та ферментери з пневматичним принципом перемішування. У пневматичних апаратах рух середовища забезпечується переважно за рахунок подавання повітря або газу. Такі конструкції можуть бути доцільними у випадках, коли культура мікроорганізмів не потребує інтенсивного перемішування, а середовище має невелику в’язкість. Однак їхнім недоліком є менший ефективний робочий об’єм порівняно з ферментерами механічного типу, особливо під час роботи з середовищами, схильними до активного піноутворення.

Ферментери з механічним перемішуванням є найбільш поширеними у сучасній біотехнологічній промисловості. Їхня конструкція передбачає наявність механічної мішалки, яка складається з центрального вала та робочих лопатей різної форми. Мішалка є рухомим робочим органом перемішувального пристрою і безпосередньо діє на рідке середовище, забезпечуючи його циркуляцію, вирівнювання концентрацій компонентів і підтримання однорідності по всьому об’єму апарата.

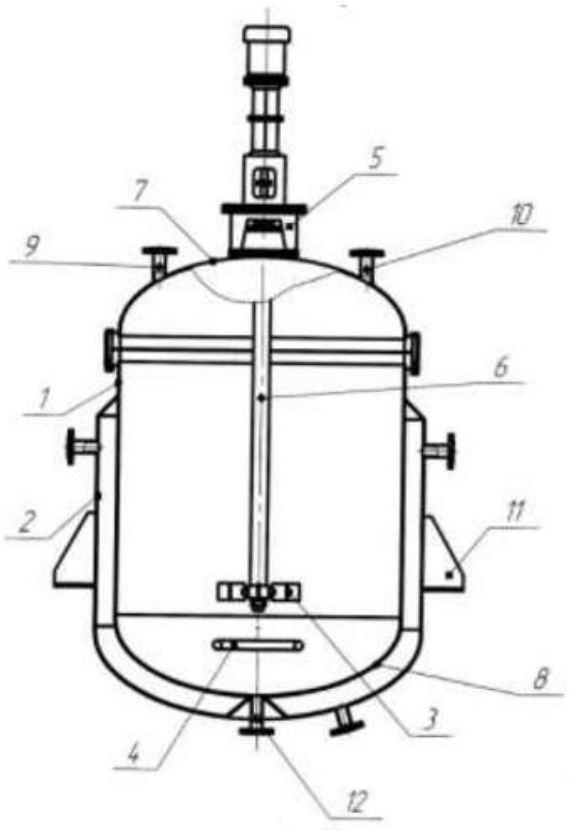
Подальше застосування апаратів із механічним перемішуванням є перспективним завдяки можливості забезпечення високої інтенсивності масообміну, стабільного теплового режиму та раціонального використання енергії. Такі апарати дають змогу ефективно працювати з великими об’ємами середовища і краще контролювати технологічні параметри процесу [29].

Оскільки меляса є досить в’язкою сировиною, а робочий об’єм апарата у даному проєкті становить 100 м³, для виробництва біоетанолу доцільно застосувати ферментер

із механічним перемішувальним пристроєм. Такий вибір забезпечує необхідну інтенсивність перемішування, запобігає утворенню застійних зон і сприяє рівномірному перебігу біосинтезу в усьому об’ємі культурального середовища.

Вибір типу ферментера залежить від властивостей сировини, що переробляється, параметрів технологічного режиму, вимог до асептичності, інтенсивності перемішування, тепловідведення та техніко-економічних показників виробництва. У цьому випадку найбільш обґрунтованим є використання ферментера з механічним перемішуванням.

Ферментер із механічним перемішувальним пристроєм, схема якого наведена на рисунку 2.1, включає мішалку, привод, вал для передавання обертального руху від привода до мішалки, корпус апарата, теплообмінні елементи та допоміжні патрубки для подавання сировини, посівного матеріалу, піногасника, відведення бражки, газів і проведення санітарної обробки.



1 – корпус; 2 – сорочка; 3 – мішалка; 4 – барботер; 5 – двигун із приводом; 6 – вал мішалки; 7 – кришка; 8 – днище; 9, 10 – штуцери; 11 – опора; 12 – штуцер для зливу продукту.

Рисунок 2.1 – Вертикальний ферментер з механічним перемішувальним пристроєм

Корпус ферментера, як правило, складається з вертикальної циліндричної обичайки, верхньої кришки та нижнього днища. На кришці встановлюють привід мішалки, що забезпечує передавання обертального руху на вал і робочий орган перемішування. Якщо апарат працює під тиском, відмінним від атмосферного, то кришку і днище зазвичай виконують еліптичної форми, оскільки така конструкція є більш міцною та надійною в експлуатації. У великогабаритних апаратах кришки й днища часто роблять нероз'ємними, а для внутрішнього огляду, очищення та ремонту на кришці передбачають люки достатнього діаметра. Тут же розміщують штуцери для підведення і відведення рідин, подавання газу, монтажу контрольно-вимірювальних приладів та виконання інших технологічних операцій. Для підведення або відведення теплоти корпус обладнують сорочкою. Приводом перемішувального пристрою найчастіше слугує електродвигун, який з'єднується з валом мішалки безпосередньо або через редуктор [30].

У процесі роботи ферментера перемішувальний пристрій приводить середовище в рух, унаслідок чого забезпечується його перемішування та гомогенізація. Характер циркуляції рідини визначається не лише конструкцією самої мішалки та режимом її роботи, а й особливостями апарата, в якому відбувається процес. Водночас важливе значення мають і фізичні властивості середовища, зокрема його в'язкість, густина та схильність до піноутворення.

Меляса являє собою густу, в'язку рідину темного кольору, що пояснюється наявністю меланоїдинів та інших продуктів перетворення вуглеводів [10]. Саме тому для забезпечення належного масообміну і рівномірного розподілу компонентів у ферментері необхідно правильно обрати тип перемішувального пристрою.

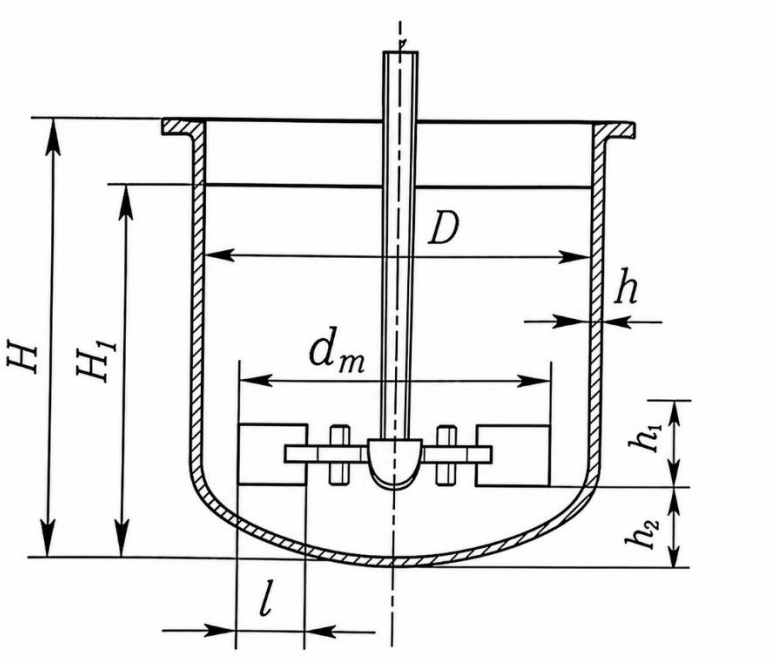
У ферментерах можуть використовуватися різні види мішалок: лопатеві, якірні, рамні, турбінні та трилопатеві, або пропелерні. Вибір конкретного типу залежить від в'язкості середовища, необхідної інтенсивності перемішування, умов теплообміну та інших технологічних вимог [29].

Лопатеві мішалки доцільно застосовувати у процесах суспендування, розчинення та проведення окремих хімічних реакцій. Вони вирізняються простотою конструкції та невисокою вартістю, однак не забезпечують достатньо інтенсивного перемішування. Якірні мішалки переважно використовують для посилення теплообміну та запобігання осадженню продукту на стінках і днищі апарата. Рамні мішалки доцільні у випадках,

коли необхідно забезпечити більш рівномірне перемішування по висоті апарата, особливо при роботі з в’язкими рідинами значного об’єму.

Турбінні мішалки застосовують у тих випадках, коли потрібне інтенсивне перемішування середовищ із різною в’язкістю, а також при диспергуванні газу в рідині. Вони ефективні під час розчинення твердих кристалічних часток, емульгування рідин з різною густиною та забезпечення активного масообміну. Трилопатеві, або пропелерні, мішалки використовують для перемішування суспензій із твердими або волокнистими частками, емульгування рідин та інтенсифікації теплообмінних процесів. Їх перевагою є здатність створювати значну циркуляцію рідини за відносно невеликих енерговитрат [31].

Отже, з огляду на те, що поживне середовище на основі меляси характеризується підвищеною в’язкістю, а процес біосинтезу потребує достатньо інтенсивного перемішування, для проектованого ферментера найбільш доцільно використовувати саме турбінну мішалку. Такий тип перемішувального пристрою забезпечить належну гомогенізацію середовища, ефективний масообмін і стабільне протікання процесу отримання біоетанолу.



де d_m — діаметр мішалки; D — діаметр апарата; H — висота апарата; H_1 — висота рівня рідини в апараті; l — ширина лопаті мішалки; h — висота встановлення мішалки.

Рисунок 2.2 – Схема турбінної мішалки

Турбінна мішалка складається з одного або кількох відцентрових робочих коліс, або турбін, закріплених на вертикальному валу. Під час обертання такі колеса створюють інтенсивні потоки рідини, що забезпечує перемішування поживного середовища, рівномірний розподіл дріжджових клітин, поживних речовин і продуктів метаболізму в усьому робочому об’ємі ферментера. Завдяки цьому підтримується однорідність середовища та стабільність процесу біосинтезу.

У процесі спиртового бродіння виділяється значна кількість тепла, тому для підтримання оптимальної температури культивування необхідно передбачити ефективну систему тепловідведення. З цією метою корпус ферментера обладнують сорочкою, через яку подають теплоносій або охолоджувальну воду. Оскільки для виробництва біоетанолу обрано ферментер об’ємом 100 м³, для забезпечення достатньої інтенсивності теплообміну доцільно використовувати не лише секційну сорочку, а й внутрішній змійовик. Така конструкція дає змогу рівномірніше відводити тепло з робочого середовища та підтримувати температуру процесу на заданому рівні.

На кришці ферментера передбачено кілька штуцерів різного технологічного призначення. Через них здійснюють подавання поживного середовища, внесення посівного матеріалу, підключення контрольно-вимірювальних приладів, а також обслуговування апарата через технічний люк. Для введення мийних розчинів і подавання пари під час стерилізації передбачають окремий технологічний штуцер. Штуцер для зливу бражки розміщують у нижній частині апарата, на днищі корпусу, що забезпечує повне вивантаження продукту після завершення ферментації.

2.6 Технічна характеристика ферментера

Проєктований ферментер призначений для проведення процесу спиртового бродіння під час виробництва біоетанолу з бурякової меляси. В апараті створюються необхідні умови для життєдіяльності дріжджів Saccharomyces cerevisiae, зброджування цукрів мелясного сусла, підтримання оптимальної температури, перемішування культуральної рідини та відведення тепла, що виділяється у процесі ферментації.

Номінальний об’єм ферментера становить 100 м³. З урахуванням коефіцієнта заповнення 0,7 робочий об’єм апарата дорівнює 70 м³. Такий об’єм забезпечує достатній простір для розміщення поживного середовища, активного перебігу бродіння, перемішування та можливого піноутворення без ризику переповнення апарата.

Для підтримання сталого температурного режиму ферментер обладнаний поверхнею теплообміну площею 250 м². Температура культурального середовища в апараті підтримується на рівні 30 °С, що є оптимальним для розвитку і ферментативної активності спиртових дріжджів. Середня температура охолоджувального агента в сорочці становить 23 °С, що дає змогу ефективно відводити надлишкове тепло, яке утворюється під час спиртового бродіння.

Перемішування середовища здійснюється за допомогою турбінної мішалки. Такий тип перемішувального пристрою забезпечує інтенсивну гомогенізацію мелясного сусла, рівномірний розподіл дріжджових клітин, поживних речовин і продуктів метаболізму в усьому робочому об’ємі апарата. Частота обертання мішалки становить 1 $с^{-1}$. Для її приводу використовується електродвигун потужністю 120 кВт типу АИР100S2.

Конструктивні розміри ферментера відповідають вимогам великотоннажного промислового апарата. Внутрішній діаметр корпуса становить 3,6 м, ширина апарата — 4,5 м, а висота — 10,43 м. Маса ферментера дорівнює 79300 кг. Такі параметри забезпечують достатню міцність, стійкість і надійність апарата під час експлуатації у виробничих умовах.

2.7 Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність конструкції ферментера

Для підтвердження працездатності запропонованої конструкції ферментера необхідно виконати розрахунок його продуктивності, визначити потребу в основній сировині, кількість апаратів для забезпечення заданого річного випуску біоетанолу, а також перевірити основні конструктивні, теплові та енергетичні параметри обладнання.

Вихідними даними для розрахунку приймаємо:

- річна продуктивність підприємства за біоетанолом — 7500 м³/рік;
- тривалість роботи підприємства — 365 діб/рік;
- вихід біоетанолу з 1 м³ культуральної рідини — 0,08 м³/м³;
- режим роботи виробництва — безперервний;
- номінальний об’єм одного ферментера — 100 м³;
- коефіцієнт заповнення ферментера — 0,7;
- коефіцієнт, що враховує втрати під час ферментації, — 0,9.

Добову продуктивність підприємства за біоетанолом визначаємо за формулою:

$$Q_1 = Q/\tau \quad (2.1)$$

де Q — річний обсяг виробництва біоетанолу, м³/рік;

τ — кількість робочих днів на рік.

Підставляємо числові значення:

$$Q_1 = \frac{7500}{365} = 20{,}5 \text{ м}^3/\text{добу}$$

Отже, для виконання річної програми підприємство має виробляти близько 20,5 м³ біоетанолу на добу.

Кількість культуральної рідини, яку необхідно отримувати протягом доби, визначаємо з урахуванням виходу біоетанолу:

$$Q_2 = Q_1/q \quad (2.2)$$

де Q_2 — добова потреба в культуральній рідині, м³/добу;

Q_1 — добовий обсяг виробництва біоетанолу, м³/добу;

q — вихід біоетанолу з 1 м³ культуральної рідини, м³/м³.

$$Q_2 = \frac{20{,}5}{0{,}08} = 256{,}8 \text{ м}^3/\text{добу}$$

Таким чином, для отримання заданої кількості біоетанолу необхідно щодоби переробляти приблизно 256,8 м³ культуральної рідини.

Кількість культуральної рідини, яку можна отримати з одного ферментера за один виробничий цикл, визначаємо з урахуванням коефіцієнта заповнення та технологічних втрат:

$$Q_3 = V \cdot 0{,}7 \cdot 0{,}9 \quad (2.3)$$

де Q_3 — об’єм культуральної рідини, одержаний з одного ферментера за цикл, м³;

V — номінальний об’єм ферментера, м³;

0,7 — коефіцієнт заповнення апарата;

0,9 — коефіцієнт, що враховує втрати під час ферментації.

$$Q_3 = 100 \cdot 0{,}7 \cdot 0{,}9 = 63 \text{ м}^3$$

Отже, один ферментер за один цикл забезпечує отримання приблизно 63 м³ культуральної рідини.

Кількість ферментацій, необхідних для забезпечення добової потреби в культуральній рідині, становить:

$$n = Q_2/Q_3 \quad (2.4)$$

$$n = \frac{256{,}8}{63} = 4{,}08$$

Отримане значення показує, що для забезпечення добового обсягу потрібно виконувати приблизно 4 ферментаційні цикли на добу.

Річну кількість культуральної рідини визначаємо за формулою:

$$Q_4 = Q/q \tag{2.5}$$

де Q_4 — річна кількість культуральної рідини, м³/рік.

$$Q_4 = \frac{7500}{0{,}08} = 93750 \text{ м}^3/\text{рік}$$

Отже, для виробництва 7500 м³ біоетанолу на рік необхідно отримати близько 93750 м³ культуральної рідини.

Далі визначаємо річну потребу в мелясі. Нативна бурякова меляса містить приблизно 65 % сухих речовин, тому перед подаванням у виробничий процес її розбавляють до концентрації сухих речовин приблизно 32–34 %. До складу культуральної рідини входять розчин меляси, посівний матеріал і поживні речовини. Частку посівного матеріалу приймаємо 10 %, частку поживних речовин — 1 %, а решту становить розчин меляси.

Кількість посівного матеріалу за рік:

$$Q_{\text{пм}} = Q_4 \cdot 0{,}1 \tag{2.6}$$

$$Q_{\text{пм}} = 93750 \cdot 0{,}1 = 9375 \text{ м}^3/\text{рік}$$

Кількість поживних речовин:

$$Q_{\text{пр}} = Q_4 \cdot 0{,}01 \tag{2.7}$$

$$Q_{\text{пр}} = 9375 \cdot 0{,}01 = 937{,}5 \text{ м}^3/\text{рік}$$

Кількість розчину меляси:

$$Q_{\text{рм}} = Q_4 - Q_{\text{пм}} - Q_{\text{пр}} \tag{2.8}$$

$$Q_{\text{рм}} = 93750 - 9375 - 937{,}5 = 83437{,}5 \text{ м}^3/\text{рік}$$

Оскільки для приготування розсиропки приймаємо співвідношення води до меляси 1:1, кількість нативної меляси становитиме половину від загальної кількості розчину:

$$Q_{\text{м}} = Q_{\text{рм}}/2 \tag{2.9}$$

$$Q_{\text{м}} = \frac{83437{,}2}{2} = 41718{,}75 \text{ м}^3/\text{рік}$$

Добова потреба в мелясі:

$$Q_{\text{м.доб}} = Q_{\text{м}}/365 \tag{2.10}$$

$$Q_{\text{м.доб}} = \frac{41718{,}75}{365} = 114{,}3 \text{ м}^3/\text{доб}$$

Отже, для забезпечення заданої продуктивності підприємства потрібно використовувати приблизно 41718,75 м³ меляси на рік, або 114,3 м³ на добу.

Тривалість повного циклу роботи одного ферментера включає основний процес бродіння та допоміжні операції. До складу циклу входять:

– виробнича ферментація — 20 год;
– злив культуральної рідини — 2 год;
– миття і дезінфекція ферментера — 2 год;
– перевірка апарата на герметичність — 2 год;
– стерилізація ферментера — 1 год;
– заповнення поживним середовищем — 1,5 год;
– внесення посівного матеріалу — 0,5 год.

Загальна тривалість циклу:

$$\tau_1 = 20 + 2 + 2 + 2 + 1 + 1{,}5 + 0{,}5 = 29 \text{ год}$$

Кількість робочих годин на рік:

$$\tau_2 = 365 \cdot 24 = 8760 \text{ год}$$

Необхідну кількість ферментерів визначаємо за формулою:

$$N = Q_4 \cdot \tau_1 / (Q_3 \cdot \tau_2) \quad (2.11)$$

де Q_4 — річна кількість культуральної рідини, м³/рік;

τ_1 — тривалість одного циклу, год;

Q_3 — кількість культуральної рідини з одного ферментера за цикл, м³;

τ_2 — річний фонд часу, год.

$$N = 93750 \cdot \frac{29}{63 \cdot 8760} = 4{,}92$$

Отримане значення округлюємо до більшого цілого числа: $N \approx 5$.

Таким чином, для забезпечення річного виробництва біоетанолу в обсязі 7500 м³/рік необхідно встановити 5 ферментерів номінальним об’ємом 100 м³ кожен. Така кількість апаратів забезпечує безперервність виробництва, враховує тривалість циклу, технологічні втрати та необхідний запас продуктивності.

2.7.1 Технологічний розрахунок ферментера

Для виробництва біоетанолу з бурякової меляси приймаємо ферментер номінальним об’ємом: $V_н = 100$ м³.

Коефіцієнт заповнення апарата: $K_з = 0{,}7$.

Температура культурального середовища під час ферментації підтримується на рівні: $t_к = 30$ °С.

Охолодження здійснюється водою, температура якої на вході в сорочку становить: $t_1 = 20$ °С, а на виході: $t_2 = 27$ °С.

Робочий об'єм ферментера визначаємо за формулою:

$$V_р = V_н \cdot К_з \quad (2.12)$$

де $V_н$ — номінальний об'єм ферментера, м³;

$K_з$ — коефіцієнт заповнення.

$$V_р = 100 \cdot 0{,}7 = 70 \text{ м}^3$$

Отже, робочий об'єм ферментера становить 70 м³.

Для подальшого розрахунку приймаємо вертикальний апарат із механічним перемішувальним пристроєм, верхнім розташуванням привода, еліптичним днищем і знімною еліптичною кришкою. Така конструкція є доцільною, оскільки забезпечує міцність, зручність огляду, можливість санітарної обробки та стабільну роботу перемішувального пристрою.

Основні геометричні параметри апарата приймаємо такими: $D_{вн} = 3600$ мм$= 3{,}6$ м, $Н = 10400$ мм$= 10{,}4$ м.

де $D_{вн}$ — внутрішній діаметр корпуса;

H — орієнтовна висота апарата.

Для апарата з внутрішнім діаметром 3,6 м приймаємо еліптичне днище. Висота еліптичної частини днища:

$$h_{ел} = 0{,}25 D_{вн} \quad (2.13)$$

$$h_{ел} = 0{,}25 \cdot 3{,}6 = 0{,}9 \text{ м}$$

Висоту основи еліптичного днища приймаємо: $h_{осн} = 100$ мм$= 0{,}1$ м.

Повна висота одного днища:

$$h_{дн} = h_{ел} + h_{осн} \quad (2.14)$$

$$h_{дн} = 0{,}9 + 0{,}1 = 1{,}0 \text{ м}$$

Отже, висота одного еліптичного днища становить 1,0 м.

Внутрішня поверхня еліптичного днища для прийнятого діаметра становить: $F = 15{,}18$ м^2.

Товщина стінки днища: $s = 30$ мм$= 0{,}03$ м.

Об’єм одного еліптичного днища приймаємо: $V_{дн} = 7{,}0971$ м^3.

Об’єм циліндричної частини ферментера:

$$V_ц = V - 2V_{дн} \quad (2.15)$$

де V — номінальний об’єм ферментера, м³;

$V_{дн}$ — об’єм одного днища, м³.

$$V_ц = 100 - 2 \cdot 7{,}0971 = 85{,}8058 \text{ м}^3$$

Отже, об’єм циліндричної частини ферментера становить приблизно: $V_ц = 85{,}806$ м^3.

Площа поперечного перерізу циліндричної частини:

$$F_ц = \pi D^2/4 \quad (2.16)$$

Висоту циліндричної частини визначаємо за формулою:

$$Н_ц = 4V_ц/\pi D^2 \quad (2.17)$$

Підставляємо числові значення:

$$Н_ц = \frac{4 \cdot 85{,}806}{3{,}14 \cdot 3{,}6^2} = 8{,}43 \text{ м}$$

Отже, висота циліндричної частини апарата становить 8,43 м.

Загальна висота ферментера:

$$Н_{заг} = Н_ц + 2h_{дн} \quad (2.18)$$

$$Н_{заг} = 8{,}43 + 2 \cdot 1{,}0 = 10{,}43 \text{ м}$$

Таким чином, загальна висота ферментера становить 10,43 м. Отримані розміри відповідають апарату номінальним об’ємом 100 м³ із робочим об’ємом 70 м³ і можуть бути використані для проведення спиртового бродіння мелясового середовища.

2.7.2 Тепловий розрахунок ферментера

Для виконання теплового розрахунку приймаємо такі вихідні дані:

– внутрішній діаметр ферментера — $D = 3{,}6$ м;

– внутрішній діаметр сорочки — $D_1 = 3{,}8$ м;

– товщина стінки корпуса — $S = 0{,}03$ м;

– діаметр турбінної мішалки — $d_m = 0{,}9$ м;

– частота обертання мішалки — $n = 1$ с$^{-1}$;

– коефіцієнт заповнення — $K_з = 0{,}7$;

– номінальний об’єм апарата — 100 м³;

– робочий об’єм — 70 м³;

– температура культурального середовища — 30 °С;

– температура води на вході — 20 °С;

– температура води на виході — 27 °С;

– тривалість ферментації — 20 год.

Основним зброджуваним компонентом поживного середовища є сахароза. Її вміст приймаємо на рівні 6 % від маси поживного середовища. Кількість посівного матеріалу становить 10 % від робочого об’єму ферментера:

$$V_{\text{пм}} = 70 \cdot 0{,}1 = 7 \text{ м}^3$$

Отже, об’єм посівного матеріалу дорівнює 7 м³.

Об’єм основного поживного середовища:

$$V_{\text{пс}} = V_{\text{р}} - V_{\text{пм}} \quad (2.19)$$

$$V_{\text{пс}} = 70 - 7 = 63 \text{ м}^3.$$

Отже, у ферментер подається 63 м³ поживного середовища.

Фізико-хімічні властивості культурального середовища приймаємо такими:

– густина середовища — $\rho_{\text{пс}} = 1040{,}7$ кг/м³;

– динамічна в’язкість — $\mu_{\text{пс}} = 1{,}5 \cdot 10^{-3}$ Па·с;

– теплоємність — $c_1 = 4185$ Дж/(кг·К);

– коефіцієнт теплопровідності — $\lambda_1 = 0{,}57$ Вт/(м·К).

Маса поживного середовища:

$$m = V_{\text{пс}} \cdot \rho_{\text{пс}} \quad (2.20)$$

$$m = 63 \cdot 1040{,}7 = 65564{,}1 \text{ кг}$$

Маса сахарози в середовищі:

$$m_{\text{с}} = m \cdot 0{,}06 \quad (2.21)$$

$$m_{\text{с}} = 65564{,}1 \cdot 0{,}06 = 3934 \text{ кг}$$

Отже, у поживному середовищі міститься приблизно 3934 кг сахарози.

Середня температура охолоджувальної води:

$$t_{\text{сер}} = (t_1 + t_2) / 2 \quad (2.22)$$

$$t_{\text{сер}} = (20 + 27) / 2 = 23{,}5 \text{ °C}$$

Для води за середньої температури 23,5 °С приймаємо такі властивості:

– густина — $\rho_2 = 998$ кг/м³;

– кінематична в’язкість — $\nu_2 = 1{,}1 \cdot 10^{-6}$ м²/с;

– теплоємність — $c_2 = 4190$ Дж/(кг·К);

– динамічна в’язкість — $\mu_2 = 1{,}050 \cdot 10^{-3}$ Па·с;

– коефіцієнт теплопровідності — $\lambda_2 = 0{,}595$ Вт/(м·К).

Коефіцієнт теплопровідності стінки ферментера приймаємо: $\lambda_{ст} = 58{,}15$ Вт/(м·К).

Під час спиртового бродіння сахарози виділяється теплота. Тепловий ефект зброджування одного грам-моля сахарози становить 462,28 кДж, а маса одного грам-моля сахарози — 0,342 кг.

Питоме тепловиділення:

$$q = 462{,}28 / 0{,}342 = 1351{,}7 \text{ кДж/кг}$$

Приймаємо, що теплота виділяється рівномірно протягом усього періоду ферментації. Тоді теплова потужність процесу:

$$Q_с = m_с \cdot q \cdot 10^3 / (3600 \cdot \tau_к) \quad (2.23)$$

де $\tau_к$ — тривалість культивування, год.

$$Q_с = 3934 \cdot 1351{,}7 \cdot 10^3 / (3600 \cdot 20) = 119400 \text{ Вт}$$

Отже, у процесі ферментації виділяється приблизно 119,4 кВт теплоти.

Втрати теплоти в навколишнє середовище приймаємо на рівні 2 %:

$$Q_{вт} = 119400 \cdot 0{,}02 = 2388 \text{ Вт}$$

Кількість теплоти, яку потрібно відвести охолоджувальною водою:

$$Q_{вод} = 119400 - 2388 = 117012 \text{ Вт}$$

Отже, система охолодження повинна відводити приблизно 117 кВт теплоти.

Масову витрату охолоджувальної води визначаємо за формулою:

$$G_{вод} = Q_{вод} / [c \cdot (t_2 - t_1)] \quad (2.24)$$

де c — теплоємність води, Дж/(кг·К);

$t_2 - t_1$ — підвищення температури води в сорочці, °С.

$$G_{вод} = 117012 / [4190 \cdot (27 - 20)] = 3{,}99 \text{ кг/с}$$

Отже, для стабільного підтримання температури культурального середовища на рівні 30 °С необхідно подавати приблизно 4,0 кг/с охолоджувальної води.

Об’ємна витрата води:

$$G_v = 3{,}99 / 998 = 0{,}004 \text{ м}^3\text{/с}$$

У перерахунку на годину:

$$G_v = 0{,}004 \cdot 3600 = 14{,}4 \text{ м}^3\text{/год}$$

Отже, необхідна витрата охолоджувальної води становить приблизно 14,4 м³/год.

Площу поверхні охолодження визначаємо за формулою:

$$F = Q_{\text{вод}} / (k \cdot \Delta t_{\text{ср}}) \quad (2.25)$$

де $Q_{\text{вод}}$ — теплота, що відводиться водою, Вт;

k — коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К);

$\Delta t_{\text{ср}}$ — середня різниця температур між середовищем і охолоджувальною водою.

Перед визначенням площі охолодження потрібно знайти коефіцієнт теплопередачі. Для цього розраховують коефіцієнт тепловіддачі від культурального середовища до внутрішньої стінки апарата.

Критерій Рейнольдса:

$$R_e = \rho \cdot n \cdot {d_m}^2 / \mu \quad (2.26)$$

$$R_e = 1040{,}7 \cdot 1 \cdot 0{,}9^2 / (1{,}5 \cdot 10^{-3}) = 561978$$

Оскільки значення критерію Рейнольдса є високим, режим перемішування культурального середовища можна вважати турбулентним.

Критерій Прандтля:

$$P_r = \mu \cdot c_1 / \lambda_1 \quad (2.27)$$

$$P_r = 1{,}5 \cdot 10^{-3} \cdot 4185 / 0{,}57 = 11{,}03$$

Критерій Нуссельта:

$$Nu_1 = 0{,}36 \cdot Re^{0{,}67} \cdot Pr^{0{,}33} \quad (2.28)$$

$$Nu_1 = 0{,}36 \cdot 561978^{0{,}67} \cdot 11{,}03^{0{,}33} = 8968{,}6$$

Коефіцієнт тепловіддачі від культурального середовища до стінки:

$$\alpha_1 = Nu_1 \cdot \lambda_1 / D \quad (2.29)$$

$$\alpha_1 = 8968{,}6 \cdot 0{,}57 / 3{,}6 = 1420 \text{ Вт/(м²·К)}$$

Далі визначаємо коефіцієнт тепловіддачі від зовнішньої стінки апарата до охолоджувальної води в сорочці.

Площа перетину сорочки:

$$f = 0{,}785 \cdot [{D_1}^2 - (D + 2s)^2] \quad (2.30)$$

$$f = 0{,}785 \cdot [3{,}8^2 - (3{,}6 + 2 \cdot 0{,}03)^2] = 0{,}82 \text{ м}^2$$

Швидкість руху води в сорочці:

$$W_{\text{в}} = G_{\text{вод}} / (\rho_2 \cdot f) \quad (2.31)$$

$$W_{\text{в}} = 4 / (998 \cdot 0{,}82) = 0{,}005 \text{ м/с}$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до охолоджувальної води становить: $\alpha_2 =$

93,07 Вт/(м²·К)

Коефіцієнт теплопередачі без урахування забруднень:

$$k_{\text{м}} = 1 / (1/\alpha_1 + \delta_{\text{ст}}/\lambda_{\text{ст}} + 1/\alpha_2) \quad (2.32)$$

$$k_{\text{м}} = 1 / (1/1420 + 0{,}03/58{,}15 + 1/93{,}07) = 84 \text{ Вт/(м²·К)}$$

З урахуванням забруднення стінок:

$$k = k_{\text{м}} \cdot 0{,}95 \quad (2.33)$$

$$k = 84 \cdot 0{,}95 = 79{,}83 \text{ Вт/(м²·К)}$$

Необхідна площа поверхні охолодження:

$$F = 117012 / (79{,}83 \cdot 5{,}8) = 250 \text{ м²}$$

Отже, для підтримання температури культурального середовища на рівні 30 °С ферментер повинен мати площу поверхні охолодження приблизно 250 м². Така площа забезпечує відведення теплоти, що утворюється внаслідок спиртового бродіння, та запобігає перегріванню середовища.

2.7.3 Розрахунок перемішувального пристрою

Для ферментера, призначеного для виробництва біоетанолу з бурякової меляси, доцільно застосувати турбінну мішалку. Такий тип перемішувального пристрою забезпечує інтенсивний рух культурального середовища, рівномірний розподіл дріжджових клітин, поживних речовин і температури в усьому об’ємі апарата.

Внутрішній діаметр ферментера: $D = 3{,}6$ м.

Діаметр мішалки приймаємо як одну четверту діаметра апарата:

$$d_m = D / 4 \quad (2.34)$$

$$d_m = 3{,}6 / 4 = 0{,}9 \text{ м}$$

Отже, приймаємо стандартну турбінну мішалку діаметром 900 мм.

Для обраної мішалки визначаємо основні геометричні параметри. Висота мішалки:

$$h_{\text{м}} = 0{,}2 \cdot d_m \quad (2.35)$$

$$h_{\text{м}} = 0{,}2 \cdot 0{,}9 = 0{,}18 \text{ м}$$

Висота встановлення мішалки:

$$h = 0{,}6 \cdot d_m \quad (2.36)$$

$$h = 0{,}6 \cdot 0{,}9 = 0{,}54 \text{ м}$$

Ширина лопаті:

$$l = 0{,}25 \cdot d_m \quad (2.37)$$

$$l = 0{,}25 \cdot 0{,}9 = 0{,}225 \text{ м}$$

Отже, для ферментера приймаємо турбінну мішалку з такими параметрами:

– діаметр — 0,9 м;

– висота — 0,18 м;

– висота встановлення — 0,54 м;

– ширина лопаті — 0,225 м.

Окружну швидкість мішалки приймаємо: $w = 3$ м/с.

Частоту обертання визначаємо за формулою:

$$n = w / (\pi \cdot d_m) \quad (2.38)$$

$$n = 3 / (3{,}14 \cdot 0{,}9) = 1 \text{ с}^{-1}$$

Отже, частота обертання турбінної мішалки становить 1 с$^{-1}$. Діаметр вала мішалки визначаємо за залежністю:

$$d_в = C \cdot d_m \quad (2.39)$$

де $C = 0{,}117$ — коефіцієнт для турбінних мішалок.

$$d_в = 0{,}117 \cdot 0{,}9 = 0{,}1053 \text{ м}$$

Отже, діаметр вала мішалки становить приблизно 0,105 м, або 105 мм. Потужність, що витрачається на подолання тертя в торцевих ущільненнях:

$$N_{ущ} = 6020 \cdot {d_в}^{1 \cdot 3} \quad (2.40)$$

$$N_{ущ} = 6020 \cdot 0{,}1053^{1 \cdot 3} = 322{,}6 \text{ Вт}$$

Отже, втрати потужності в ущільненнях становлять приблизно 322,6 Вт.

Для турбінної мішалки приймаємо критерій потужності: $KN = 6$.

Потужність, необхідна для перемішування культурального середовища:

$$N = KN \cdot \rho \cdot n^3 \cdot {d_m}^5 \quad (2.41)$$

За густини середовища $\rho = 1046{,}7$ кг/м³, частоти обертання $n = 1$ с$^{-1}$ і діаметра мішалки $d_m = 0{,}9$ м:

$$N = 6 \cdot 1046{,}7 \cdot 1^3 \cdot 0{,}9^5 = 100126 \text{ Вт}$$

Отже, потужність, необхідна для перемішування, становить приблизно 100,1 кВт.

Розрахункову потужність електродвигуна визначаємо з урахуванням коефіцієнта наявності внутрішніх пристроїв, коефіцієнта висоти рівня рідини, втрат в ущільненнях і ККД привода. Приймаємо:

– $k_{\text{п}} = 1$,

– $k_{\text{н}} = 1{,}05$,

– $\eta = 0{,}9$.

Тоді:

$$N_{\text{дв}} = (k_{\text{п}} \cdot k_{\text{н}} \cdot N + N_{\text{ущ}}) / \eta \quad (2.42)$$

$$N_{\text{дв}} = (1 \cdot 1{,}05 \cdot 100126 + 322{,}6) / 0{,}9 = 117172{,}9 \text{ Вт}$$

Отже, розрахункова потужність електродвигуна становить приблизно 117,2 кВт. З урахуванням стандартного ряду електродвигунів приймаємо двигун потужністю 120 кВт. Такий електродвигун забезпечує необхідну інтенсивність перемішування та має достатній запас потужності для стабільної роботи ферментера.

У результаті виконаних розрахунків встановлено, що для забезпечення річної продуктивності виробництва біоетанолу 7500 м³/рік необхідно отримувати приблизно 93750 м³ культуральної рідини на рік. Добова потреба в культуральній рідині становить 256,8 м³, а добова потреба в нативній мелясі — близько 114,3 м³.

Для реалізації заданої виробничої програми доцільно встановити 5 ферментерів номінальним об’ємом 100 м³ кожен. Робочий об’єм одного ферментера становить 70 м³, загальна висота апарата — 10,43 м, а висота циліндричної частини — 8,43 м.

Тепловий розрахунок показав, що під час ферментації виділяється приблизно 119,4 кВт теплоти, з яких близько 117 кВт необхідно відводити охолоджувальною водою. Для цього потрібно забезпечити витрату води приблизно 4,0 кг/с, або 14,4 м³/год, а необхідна площа поверхні охолодження становить близько 250 м².

3 ОХОРОНА ПРАЦІ

3.1 Загальні вимоги охорони праці під час виробництва біоетанолу

Охорона праці під час виробництва біоетанолу має важливе значення, оскільки технологічний процес пов’язаний із використанням пожежонебезпечних речовин, роботою герметичних апаратів, перемішувальних пристроїв, насосів, трубопроводів, теплообмінного обладнання, електроприводів і систем автоматичного керування. Відповідно до Закону України «Про охорону праці», роботодавець зобов’язаний створити на робочому місці безпечні та нешкідливі умови праці, забезпечити працівників засобами індивідуального захисту, організувати навчання та контроль за дотриманням вимог безпеки [14].

Виробництво біоетанолу належить до технологічних процесів із підвищеним рівнем пожежної та вибухової небезпеки. Етиловий спирт є легкозаймистою рідиною, його пари можуть утворювати з повітрям вибухонебезпечні суміші. Крім того, під час ферментації виділяється діоксид вуглецю, який у високих концентраціях може витісняти кисень із повітря робочої зони та створювати небезпеку задухи [15, 16].

Організація охорони праці на підприємстві повинна включати призначення відповідальних осіб, розроблення інструкцій з охорони праці, проведення вступного, первинного, повторного та позапланового інструктажів, контроль технічного стану обладнання, забезпечення працівників спецодягом і засобами захисту, проведення медичних оглядів, оцінювання професійних ризиків та розроблення заходів щодо їх зменшення [14, 17].

3.2 Аналіз небезпечних і шкідливих виробничих факторів

Під час експлуатації ферментера та допоміжного обладнання на працівників можуть впливати такі небезпечні та шкідливі фактори:

- пари етилового спирту;
- підвищена концентрація діоксиду вуглецю;
- підвищена температура поверхонь трубопроводів і апаратів;
- рухомі частини мішалок, насосів і приводів;
- підвищений рівень шуму та вібрації;
- небезпека ураження електричним струмом;
- можливість розгерметизації апаратів і трубопроводів;
- слизькі поверхні через розливи меляси, бражки або мийних розчинів;

– хімічна дія кислот, лугів і дезінфекційних засобів;

– недостатня вентиляція виробничих приміщень.

Особливу увагу слід приділяти зонам ферментації, ректифікації та зберігання спирту. У цих зонах необхідно контролювати концентрацію парів спирту, справність вентиляції, герметичність обладнання та наявність джерел займання. Електрообладнання у вибухонебезпечних зонах повинно відповідати вимогам вибухозахисту [15, 18].

Ферментер як апарат із механічним перемішуванням повинен мати захисні огородження приводу, справні ущільнення валу, блокування люків і надійне заземлення. Забороняється відкривати люки, проводити ремонт або очищення апарата під час роботи мішалки, подавання середовища або наявності надлишкового тиску [17, 18].

3.3 Вимоги безпеки до ферментера та технологічного обладнання

Конструкція ферментера повинна забезпечувати безпечну експлуатацію, можливість санітарної обробки, контроль робочих параметрів і запобігання аварійним ситуаціям. Апарат має бути обладнаний контрольно-вимірювальними приладами для контролю температури, тиску, рівня середовища і роботи перемішувального пристрою. Для запобігання перевищенню допустимого тиску необхідно передбачити запобіжний клапан або інший пристрій аварійного скидання газу [11, 17].

Усі трубопроводи для подавання меляси, води, бражки, мийних розчинів і відведення діоксиду вуглецю повинні мати чітке маркування, справну арматуру та герметичні з’єднання. Місця можливого витоку спиртовмісних парів необхідно обладнувати місцевою вентиляцією або газоаналізаторами [15, 18].

Під час роботи ферментера забороняється:

– експлуатувати апарат із несправною системою охолодження;

– вмикати мішалку за відсутності середовища, якщо це заборонено інструкцією;

– відкривати люки під час роботи обладнання;

– проводити ремонт без повного зупинення, відключення та блокування приводу;

– використовувати відкритий вогонь у виробничих приміщеннях;

– зберігати сторонні предмети біля проходів, апаратів і евакуаційних виходів.

Перед початком роботи оператор повинен перевірити справність ферментера, стан арматури, наявність заземлення, роботу вентиляції, покази приладів контролю та відсутність витоків. У разі виявлення несправностей роботу обладнання необхідно припинити до повного усунення порушень [14, 17].

3.4 Вентиляція, мікроклімат і санітарні умови

У виробничих приміщеннях біоетанольного виробництва необхідно підтримувати нормативні параметри мікроклімату. Згідно з ДСН 3.3.6.042-99, мікроклімат виробничих приміщень визначається температурою, відносною вологістю, швидкістю руху повітря, температурою поверхонь та інтенсивністю теплового випромінювання [19].

Для приміщень ферментації необхідно передбачити загальнообмінну припливно-витяжну вентиляцію та, за потреби, місцеві відсмоктувачі в місцях можливого виділення парів спирту або діоксиду вуглецю. Вентиляційна система повинна працювати безперервно під час технологічного процесу, а її ефективність має періодично перевірятися.

Особливу небезпеку становить накопичення діоксиду вуглецю в нижніх частинах приміщень, приямках, резервуарних зонах і погано вентильованих ділянках. Тому перед входом у замкнуті простори необхідно проводити контроль складу повітря, забезпечувати примусове провітрювання та оформлювати наряд-допуск на виконання робіт підвищеної небезпеки [15, 17].

Санітарний стан обладнання має безпосередній вплив не лише на якість біоетанолу, а й на безпеку праці. Забруднення поверхонь мелясовими залишками сприяє ковзанню, розвитку мікроорганізмів і появі неприємних запахів. Тому виробничі приміщення, підлога, апарати й трубопроводи повинні регулярно очищуватися, промиватися та дезінфікуватися відповідно до затвердженого графіка [13, 17].

3.5 Засоби індивідуального захисту та організація безпечної роботи

Працівники, які обслуговують ферментери та допоміжне обладнання, повинні бути забезпечені спецодягом, захисним взуттям, рукавицями, захисними окулярами, а під час роботи з мийними і дезінфекційними розчинами — засобами захисту органів дихання та обличчя [14, 17].

Під час санітарної обробки ферментера необхідно дотримуватися вимог безпеки при роботі з гарячою водою, парою, лужними і кислотними розчинами. Мийні засоби

повинні зберігатися у промаркованій тарі, а їх приготування має здійснюватися у спеціально відведених місцях. Забороняється змішувати хімічні реагенти без технологічної інструкції, оскільки це може призвести до виділення шкідливих газів або тепла [17].

Для безпечного ремонту ферментера необхідно виконувати повне зупинення обладнання, відключення електроживлення, перекриття подавання сировини, скидання тиску, промивання апарата, провітрювання та перевірку повітряного середовища. Роботи всередині ферментера належать до робіт у замкненому просторі й повинні виконуватися за нарядом-допуском із призначенням відповідальної особи та страхувального працівника [17, 18].

Отже, виробництво біоетанолу характеризується наявністю пожежонебезпечних, хімічних, механічних, електричних і санітарно-гігієнічних ризиків. Найбільш небезпечними факторами є пари етилового спирту, накопичення діоксиду вуглецю, робота перемішувальних пристроїв, можливість розгерметизації апаратів і використання мийних хімічних розчинів. Для забезпечення безпечної експлуатації ферментера необхідно передбачити герметичну конструкцію, ефективну вентиляцію, автоматичний контроль температури і тиску, заземлення обладнання, вибухозахищене електрообладнання, справні запобіжні пристрої та чітку систему інструктажів. Реалізація зазначених заходів дозволяє знизити виробничі ризики, підвищити надійність технологічного процесу та забезпечити безпечні умови праці персоналу.

4 ТЕХНІКО-ЕКОНОМІЧНА ЧАСТИНА

4.1 Мета техніко-економічного обґрунтування

Техніко-економічне обґрунтування є завершальним етапом оцінювання доцільності запропонованих технологічних і конструкційних рішень. У цій роботі економічна ефективність визначається для удосконаленого технологічного процесу виробництва біоетанолу з бурякової меляси, у якому основним апаратом є ферментер номінальним об’ємом 100 м³.

Метою розділу є визначення капітальних вкладень, експлуатаційних витрат, очікуваного річного економічного ефекту, строку окупності та рівня економічної доцільності впровадження удосконаленої конструкції ферментера.

Запропоноване удосконалення передбачає використання ферментерів із раціонально обґрунтованими конструкційними параметрами, ефективною системою охолодження, турбінним перемішувальним пристроєм, автоматичним контролем температури, рівня, pH та витрати охолоджувальної води. Такі рішення спрямовані на підвищення стабільності процесу ферментації, зменшення технологічних втрат, підвищення виходу біоетанолу та скорочення витрат на обслуговування обладнання.

4.2 Вихідні дані для економічного розрахунку

Для виконання техніко-економічного розрахунку приймаємо дані, отримані у конструкторсько-технологічному розділі роботи.

Таблиця 4.1 – Вихідні дані для техніко-економічного розрахунку

Показник	Позначення	Значення
Річний обсяг виробництва біоетанолу	Q	7500 м³/рік
Кількість робочих днів на рік	τ	365 діб
Добовий випуск біоетанолу	Q_1	20,5 м³/добу
Вихід біоетанолу з 1 м³ культуральної рідини	q	0,08 м³/м³
Річна кількість культуральної рідини	Q_4	93750 м³/рік
Добова кількість культуральної рідини	Q_2	256,8 м³/добу
Річна потреба у мелясі	$Q_{\text{м}}$	41718,75 м³/рік
Добова потреба у мелясі	$Q_{\text{м.доб}}$	114,3 м³/добу
Кількість ферментерів	N	5 шт.
Номінальний об’єм одного ферментера	$V_{\text{н}}$	100 м³

Робочий об’єм одного ферментера	$V_р$	70 м³
Тривалість одного циклу	τ_1	29 год
Потужність двигуна мішалки	$N_{дв}$	120 кВт
Витрата охолоджувальної води на ферментер	$G_в$	14,4 м³/год
Необхідна площа поверхні охолодження	F	250 м²

Прийняті техніко-економічні показники для розрахунку наведено в таблиці 4.2. Їх можна уточнювати залежно від фактичних цін підприємства, регіону, тарифів на електроенергію, воду, вартості меляси та ринкової ціни біоетанолу.

Таблиця 4.2 – Прийняті економічні показники

Показник	Значення
Орієнтовна ціна реалізації біоетанолу	36000 грн/м³
Орієнтовна вартість меляси	2500 грн/м³
Вартість електроенергії	6,50 грн/кВт·год
Вартість технічної води	35 грн/м³
Середня місячна заробітна плата одного працівника	18000 грн
Кількість умовно вивільнених працівників за рахунок автоматизації	2 особи
Очікуване підвищення виходу біоетанолу	3 %
Очікуване зниження витрат меляси	2 %
Очікуване зниження витрат електроенергії	5 %
Очікуване зниження витрат води	8 %
Зниження витрат на ремонт та обслуговування	12 %

4.3 Розрахунок капітальних вкладень

Капітальні вкладення включають витрати на придбання або виготовлення основного обладнання, монтаж, трубопроводи, систему автоматизації, пусконалагоджувальні роботи, проєктні роботи та резерв на непередбачені витрати.

Основним обладнанням є 5 ферментерів номінальним об’ємом 100 м³ кожен, перемішувальні пристрої, електродвигуни, редуктори, насоси, трубопроводи, система охолодження та засоби автоматичного контролю.

Таблиця 4.3 – Розрахунок капітальних вкладень

Найменування витрат	Кількість	Вартість одиниці, грн	Загальна вартість, грн
Ферментер 100 м³ із сорочкою охолодження	5 шт.	1850000	9250000
Турбінна мішалка, вал, ущільнення, редуктор і електродвигун	5 компл.	480000	2400000
Насоси для охолоджувальної води	5 шт.	65000	325000
Елементи теплообміну, арматура, змійовик, сорочка	5 компл.	360000	1800000
Система автоматизації та контрольно-вимірювальні прилади	1 компл.	1250000	1250000
Трубопроводи, запірна арматура, з’єднання	1 компл.	950000	950000
Пусконалагоджувальні роботи	1 компл.	620000	620000
Разом основне обладнання			16595000

Додатково враховуємо витрати на монтаж, проєктні роботи та резерв:

– монтажні роботи — 15 % від вартості основного обладнання:

$$К_м = 16595000 \cdot 0{,}15 = 2489250 \text{ грн}$$

– проєктні роботи — 5 %:

$$К_{пр} = 16595000 \cdot 0{,}05 = 829750 \text{ грн}$$

– резерв на непередбачені витрати — 10 %:

$$К_р = 16595000 \cdot 0{,}10 = 1659500 \text{ грн}$$

Загальна сума капітальних вкладень:

$$К_{заг} = 16595000 + 2489250 + 829750 + 1659500 = 21573500 \text{ грн}$$

Отже, орієнтовні капітальні вкладення у впровадження удосконаленого технологічного вузла ферментації становлять: $К_{заг} = 21{,}57$ млн грн.

4.4 Розрахунок експлуатаційних витрат

Експлуатаційні витрати включають витрати на сировину, електроенергію, воду,

оплату праці, ремонт і технічне обслуговування обладнання.

Основною сировиною є бурякова меляса. Згідно з технологічним розрахунком, річна потреба в мелясі становить: $Q_м = 41718{,}75$ м³/рік.

Витрати на мелясу:

$$С_м = Q_м \cdot Ц_м \quad (4.1)$$

де $Ц_м$ — ціна 1 м³ меляси, грн/м³.

$$С_м = 41718{,}75 \cdot 2500 = 104296875 \text{ грн}$$

Отже, річні витрати на мелясу становлять: $С_м = 104{,}30$ млн грн.

Витрати електроенергії на роботу перемішувальних пристроїв визначаємо за формулою:

$$Е = N \cdot n \cdot T \cdot k_{зав} \quad (4.2)$$

де N — потужність електродвигуна одного ферментера, кВт;

n — кількість ферментерів;

T — річний фонд часу, год;

$k_{зав}$ — коефіцієнт завантаження приводу.

Приймаємо: $N = 120$ кВт., $n = 5$, $T = 8760$ год., $k_{зав} = 0{,}55$.

$$Е = 120 \cdot 5 \cdot 8760 \cdot 0{,}55 = 2890800 \text{ кВт·год}$$

Вартість електроенергії:

$$С_е = Е \cdot Ц_е \quad (4.3)$$

$$С_е = 2890800 \cdot 6{,}50 = 18790200 \text{ грн}$$

Отже, річні витрати на електроенергію становлять приблизно: $С_е = 18{,}79$ млн грн.

Річні витрати води на охолодження визначаємо за формулою:

$$Q_в = G_в \cdot T \cdot n \quad (4.4)$$

де $G_в$ — витрата води на один ферментер, м³/год.

$$Q_в = 14{,}4 \cdot 8760 \cdot 5 = 630720 \text{ м³/рік}$$

Вартість води:

$$С_в = Q_в \cdot Ц_в \quad (4.5)$$

$$С_в = 630720 \cdot 35 = 22075200 \text{ грн}$$

Отже, річні витрати на охолоджувальну воду становлять: $С_в = 22{,}08$ млн грн.

Річний фонд оплати праці працівників, які обслуговують вузол ферментації, визначаємо за формулою:

$$С_{зп} = З_м \cdot 12 \cdot Ч \quad (4.6)$$

де $З_м$ — середня місячна заробітна плата одного працівника, грн.

Ч — кількість працівників.

Приймаємо, що для обслуговування вузла ферментації необхідно 6 працівників:

$$С_{зп} = 18000 \cdot 12 \cdot 6 = 1296000 \text{ грн}$$

Витрати на ремонт і технічне обслуговування приймаємо орієнтовно: $С_р = 650000$ грн/рік.

Загальні експлуатаційні витрати наведено в таблиці 4.4.

Таблиця 4.4 – Річні експлуатаційні витрати

Стаття витрат	Сума, грн/рік
Меляса	104296875
Електроенергія	18790200
Охолоджувальна вода	22075200
Заробітна плата персоналу	1296000
Ремонт і технічне обслуговування	650000
Разом	147108275

Отже, орієнтовні річні експлуатаційні витрати становлять: $С_{експ} = 147{,}11$ млн грн/рік.

4.5 Визначення економічного ефекту від удосконалення

Економічний ефект від упровадження удосконаленого ферментера формується за рахунок таких чинників:

– підвищення виходу біоетанолу завдяки стабілізації температурного режиму;

– зменшення втрат цукрів і спирту в процесі ферментації;

– скорочення витрат меляси за рахунок повнішого використання зброджуваних речовин;

– зменшення витрат електроенергії через раціональніший режим перемішування;

– зниження витрат води завдяки ефективнішій системі теплообміну;

– скорочення витрат на ремонт і обслуговування обладнання;

– зменшення частки ручної праці через автоматизацію контролю процесу.

Очікуване підвищення виходу біоетанолу приймаємо на рівні 3 %. Тоді додатковий обсяг готової продукції становитиме:

$$\Delta Q = Q \cdot 0{,}03 \quad (4.7)$$

$$\Delta Q = 7500 \cdot 0{,}03 = 225 \text{ м}^3\text{/рік}$$

Додатковий дохід від реалізації біоетанолу:

$$Д_{дод} = \Delta Q \cdot Ц_б \quad (4.8)$$

де $Ц_б$ — ціна реалізації 1 м³ біоетанолу.

$$Д_{дод} = 225 \cdot 36000 = 8100000 \text{ грн}$$

Отже, додатковий річний дохід становить: $Д_{дод} = 8{,}10$ млн грн.

Економія меляси за рахунок повнішого зброджування цукрів і зменшення втрат приймається на рівні 2 %:

$$Е_м = С_м \cdot 0{,}02 \quad (4.9)$$

$$Е_м = 104296875 \cdot 0{,}02 = 2085937{,}5 \text{ грн}$$

Отже, економія меляси становить: $Е_м = 2{,}09$ млн грн/рік.

Економія електроенергії становить 5 %:

$$Е_е = С_е \cdot 0{,}05 \quad (4.10)$$

$$Е_е = 18790200 \cdot 0{,}05 = 939510 \text{ грн}$$

Отже, економія електроенергії становить: $Е_е = 0{,}94$ млн грн/рік.

Економія води становить 8 %:

$$Е_в = С_в \cdot 0{,}08 \quad (4.11)$$

$$Е_в = 22075200 \cdot 0{,}08 = 1766016 \text{ грн}$$

Отже, економія води становить: $Е_в = 1{,}77$ млн грн/рік.

За рахунок автоматизації контролю температури, pH, рівня, подавання охолоджувальної води та режиму перемішування можна умовно скоротити потребу у 2 працівниках.

Економія фонду оплати праці:

$$Е_{зп} = 18000 \cdot 12 \cdot 2 = 432000 \text{ грн}$$

Економія на ремонті та обслуговуванні становить 12 %:

$$Е_р = 650000 \cdot 0{,}12 = 78000 \text{ грн}$$

Загальний річний економічний ефект:

$$Е_{річ} = Д_{дод} + Е_м + Е_е + Е_в + Е_{зп} + Е_р \quad (4.12)$$

$$Е_{річ} = 8100000 + 2085937{,}5 + 939510 + 1766016 + 432000 + 78000 = 13401463{,}5 \text{ грн}$$

Отже, очікуваний річний економічний ефект становить: $Е_{річ} = 13{,}40$ млн грн/рік.

Таблиця 4.5 – Розрахунок річного економічного ефекту

Джерело економічного ефекту	Сума, грн/рік
Додатковий дохід від підвищення виходу біоетанолу	8100000
Економія меляси	2085937,5
Економія електроенергії	939510
Економія охолоджувальної води	1766016
Економія заробітної плати	432000
Економія на ремонті та обслуговуванні	78000
Загальний річний економічний ефект	13401463,5

4.6 Розрахунок строку окупності

Строк окупності капітальних вкладень визначаємо за формулою:

$$Т_{ок} = К_{заг} / Е_{річ} \quad (4.13)$$

де $Т_{ок}$ — строк окупності, років;

$К_{заг}$ — загальні капітальні вкладення, грн;

$Е_{річ}$ — річний економічний ефект, грн/рік.

Підставляємо числові значення:

$$Т_{ок} = 21573500 / 13401463,5 = 1,61 \text{ року}$$

Отже, строк окупності впровадження удосконаленого технологічного вузла ферментації становить приблизно: $Т_{ок} = 1,6$ року.

Такий строк окупності є прийнятним для виробничого обладнання біотехнологічного призначення, оскільки капітальні вкладення повертаються менш ніж за два роки експлуатації.

4.7 Розрахунок коефіцієнта економічної ефективності

Коефіцієнт економічної ефективності визначаємо за формулою:

$$Е_к = Е_{річ} / К_{заг} \quad (4.14)$$

$$Е_к = 13401463,5 / 21573500 = 0,62$$

Отже, коефіцієнт економічної ефективності становить: $Е_к = 0,62$.

У відсотковому вираженні: $Е_к = 62$ %.

Це означає, що протягом року підприємство може отримати економічний результат, еквівалентний приблизно 62 % від вкладених коштів.

4.8 Порівняльна оцінка базового та удосконаленого варіантів

Для оцінювання ефективності запропонованого рішення доцільно порівняти базовий

технологічний процес і удосконалений варіант із використанням ферментера з оптимізованою системою перемішування, охолодження та автоматичного контролю.

Таблиця 4.6 – Порівняння базового та удосконаленого варіантів

Показник	Базовий варіант	Удосконалений варіант
Річний випуск біоетанолу, м³/рік	7500	7725
Підвищення виходу продукції, %	—	3
Річна потреба в мелясі, м³/рік	41718,75	менша на 2 %
Витрати електроенергії	100 %	95 %
Витрати охолоджувальної води	100 %	92 %
Рівень автоматизації	частковий	підвищений
Стабільність температурного режиму	середня	висока
Ризик перегрівання середовища	вищий	нижчий
Орієнтовний річний економічний ефект	—	13,40 млн грн
Строк окупності	—	1,6 року

Порівняння показує, що удосконалений варіант має переваги за продуктивністю, енергоефективністю, стабільністю технологічного процесу та рівнем керованості ферментації. Основний економічний результат забезпечується підвищенням виходу готового біоетанолу, зменшенням витрат сировини, електроенергії та охолоджувальної води.

ВИСНОВОК

У дипломній роботі розглянуто питання удосконалення технологічного процесу виробництва біоетанолу з обґрунтуванням конструкційних параметрів ферментера. Актуальність теми зумовлена необхідністю розвитку альтернативних джерел енергії, раціонального використання сільськогосподарської сировини та зменшення залежності від традиційних палив нафтового походження. Біоетанол є перспективним видом рідкого біопалива, а бурякова меляса — доцільною сировиною для його виробництва, оскільки містить значну кількість зброджуваних цукрів і не потребує складної попередньої підготовки.

У загальному розділі проаналізовано значення біоетанолу як альтернативного палива, наведено характеристику сировини, розглянуто основні стадії технологічного процесу та обґрунтовано необхідність удосконалення ферментаційного обладнання. Встановлено, що ключовою стадією виробництва є ферментація, оскільки саме на цьому етапі формується вихід спирту, тривалість процесу, рівень використання цукрів і якість бражки. Тому стабільність роботи ферментера безпосередньо впливає на ефективність усього виробництва.

У конструкторсько-технологічному розділі наведено опис технологічного процесу виробництва біоетанолу з бурякової меляси, включаючи підготовку сировини, стерилізацію розчинів, вирощування посівного матеріалу, виробничу ферментацію, виділення, очищення, ректифікацію та зневоднення біоетанолу. Розглянуто основні контрольні точки виробництва, що дають змогу підтримувати стабільний технологічний режим, запобігати контамінації середовища та забезпечувати якість готового продукту.

На основі розрахунків встановлено, що для виробництва 7500 м³ біоетанолу на рік необхідно отримати приблизно 93750 м³ культуральної рідини, а добова потреба в ній становить 256,8 м³. Річна потреба в нативній буряковій мелясі становить 41718,75 м³, або 114,3 м³ на добу. Для забезпечення такої продуктивності прийнято встановити 5 ферментерів номінальним об’ємом 100 м³ кожен.

У процесі розрахунку конструкційних параметрів визначено, що робочий об’єм одного ферментера становить 70 м³, висота циліндричної частини — 8,43 м, а загальна висота апарата — 10,43 м. Для підтримання стабільного температурного режиму процесу ферментації передбачено систему охолодження. Тепловий розрахунок показав, що під час спиртового бродіння виділяється приблизно 119,4 кВт теплоти, з яких 117

кВт необхідно відводити охолоджувальною водою. Необхідна витрата охолоджувальної води становить 4,0 кг/с, або 14,4 м³/год, а площа поверхні охолодження — приблизно 250 м².

Для забезпечення рівномірного розподілу температури, поживних речовин і дріжджових клітин у робочому об’ємі ферментера обґрунтовано використання турбінної мішалки діаметром 0,9 м. Частота її обертання становить 1 $с^{-1}$, а розрахункова потужність електродвигуна — 117,2 кВт. З урахуванням стандартного ряду обладнання прийнято електродвигун потужністю 120 кВт, що забезпечує необхідний запас потужності та стабільну роботу перемішувального пристрою.

У розділі охорони праці визначено основні небезпечні та шкідливі фактори, які можуть виникати під час виробництва біоетанолу. До них належать пари етилового спирту, підвищена концентрація діоксиду вуглецю, робота обладнання під тиском, дія гарячої пари, хімічних мийних розчинів, рухомих частин машин і електрообладнання. Запропоновано заходи щодо забезпечення безпеки праці: герметизація апаратів і трубопроводів, ефективна вентиляція, заземлення обладнання, використання вибухозахищеного електрообладнання, контроль концентрації парів спирту та CO_2, застосування засобів індивідуального захисту, проведення інструктажів і дотримання правил пожежної безпеки.

У техніко-економічному розділі встановлено, що впровадження удосконаленого ферментаційного вузла потребує капітальних вкладень у розмірі 21,57 млн грн. Очікуваний річний економічний ефект становить 13,40 млн грн, що досягається за рахунок підвищення виходу біоетанолу, економії меляси, електроенергії, охолоджувальної води, зменшення витрат на оплату праці та ремонт. Строк окупності капітальних вкладень становить 1,6 року, а коефіцієнт економічної ефективності — 0,62.

Отже, запропоноване удосконалення технологічного процесу виробництва біоетанолу є технічно обґрунтованим і економічно доцільним. Застосування ферментера з раціонально підібраними конструкційними параметрами, ефективною системою охолодження, турбінним перемішувальним пристроєм та автоматизованим контролем технологічних показників дозволяє підвищити стабільність ферментації, збільшити вихід готового продукту, знизити ресурсні витрати та покращити безпеку виробництва.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Ларченко К. А., Моргун Б. В. Біоетанол як альтернативне поновлюване джерело енергії. Biotechnologia Acta. 2008. Т. 1, № 4. С. 18–28.

2. Основи виробництва та використання біоетанолу : лекційні матеріали. Біоенергетична асоціація України. 2024. URL: https://uabio.org/wp-content/uploads/2024/06/Lection-5-on-bioenergy.pdf

3. Проць С. Ю. Виробництво біоетанолу з бурякової меляси : дипломний проєкт. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2019. URL: https://ela.kpi.ua/items/b86d3979-c144-4dcf-b3ce-badfd999432f

4. Виробництво біоетанолу з меляси. AC Group. URL: https://ac-group.in.ua/blog/виробництво-біоетанолу-з-меляси/

5. Topaloğlu A., Demirci A., Turhan İ. From Saccharomyces cerevisiae to Ethanol: A Review. Fermentation. 2023. Vol. 9. URL: https://pmc.ncbi.nlm.nih.gov/articles/PMC10607480/

6. Hawaz E., et al. Bioethanol production from sugarcane molasses by co-fermentation of Saccharomyces cerevisiae and Wickerhamomyces anomalus. Annals of Microbiology. 2024. Vol. 74. DOI: 10.1186/s13213-024-01757-8.

7. Квартенко О. М. Технологічні процеси та обладнання для виробництва біоетанолу з біомаси. Вісник НУВГП. Технічні науки. 2025. URL: https://visnyk.nuwm.edu.ua/index.php/tehn/article/view/1695

8. Технологія виробництва біоетанолу з меласи. Ukrainian Technology Company. URL: https://utc.bio/bioetanolnyj-zavod-vyrobnycztvo-bioetanolu-v-ukrayini/tehnologiya-vyrobnycztva-bioetanolu-na-melase/

9. Reddy P. K., et al. Optimum parameters for production of ethanol from synthetic molasses by yeast fermentation. Materials Today: Proceedings. 2021. DOI: 10.1016/j.matpr.2020.12.1208.

10. Dave N., et al. Modelling of fermentative bioethanol production from waste substrates using artificial neural network and genetic algorithm. Science of the Total Environment. 2021. Vol. 779. DOI: 10.1016/j.scitotenv.2021.146352.

11. Doran P. M. Bioprocess Engineering Principles. 2nd ed. London : Academic Press, 2013. 919 p.

12. Shuler M. L., Kargi F., DeLisa M. Bioprocess Engineering: Basic Concepts. 3rd ed. Boston : Pearson, 2017. 576 p.

13. Stanbury P. F., Whitaker A., Hall S. J. Principles of Fermentation Technology. 3rd

ed. Oxford : Butterworth-Heinemann, 2017. 824 p.

14. Про охорону праці : Закон України від 14.10.1992 № 2694-XII. URL: https://zakon.rada.gov.ua/go/2694-12

15. НПАОП 24.1-1.01-10. Правила охорони праці під час виробництва синтетичного етилового спирту : наказ Держгірпромнагляду України від 19.08.2010 № 156. URL: https://zakon.rada.gov.ua/go/z0807-10

16. Правила безпеки для спиртового та лікеро-горілчаного виробництва : НПАОП 15.9-1.11-97. Київ, 1997. URL: https://zakon.isu.net.ua/sites/default/files/pdf/pravila_bezpeki_dlya_spirtovogo_-3-28800.pdf

17. ДСТУ ISO 45001:2019. Системи управління охороною здоров'я та безпекою праці. Вимоги та настанови щодо застосування. Київ : ДП «УкрНДНЦ», 2019.

18. ДСТУ EN 1127-1:2017. Вибухонебезпечне середовище. Запобігання вибухам і захист від вибухів. Частина 1. Основні положення та методологія. Київ : ДП «УкрНДНЦ», 2017.

19. ДСН 3.3.6.042-99. Санітарні норми мікроклімату виробничих приміщень : постанова Головного державного санітарного лікаря України від 01.12.1999 № 42. URL: https://zakon.rada.gov.ua/go/va042282-99

20. ДСТУ 4221:2003. Спирт етиловий ректифікований. Технічні умови. Київ : Держспоживстандарт України, 2003.