МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Інститут (факультет) *ННІТІ ім. акад. І.С. Гулого*
Кафедра *Машини і апарати харчових та фармацевтичних виробництв*

«До захисту в ЕК»
Директор інституту(декан факультету)
_____ *доц. Блаженко С.І.*
(підпис) (прізвище та ініціали)
«___» _____ 2021 р.

«До захисту допущено»
Завідувач кафедри
_____ *проф. Гавва О.М.*
(підпис) (прізвище та ініціали)
«___» _____ 2021 р.

КВАЛІФІКАЦІЙНА РОБОТА
НА ЗДОБУТТЯ ОСВІТНЬОГО СТУПЕНЯ МАГІСТРА

зі спеціальності *133 "Галузеве машинобудування"*
(код та назва спеціальності)
освітньо-професійної програми *Інжиніринг харчових та біотехнологічних виробництв*
на тему: *Дослідження процесу пермішування фармацевтичних сумішей*

Виконав: здобувач *2* курсу, групи *6м*

Гуй Юрій Олександрович _____
(прізвище, ім'я, по батькові повністю) (підпис)

Керівник: *доц. Доломакін Юрій Юрійович* _____
(прізвище , ім'я та по батькові повністю) (підпис)

Консультанти _____ _____
(прізвище та ініціали) (підпис)

_____ _____
(прізвище та ініціали) (підпис)

_____ _____
(прізвище та ініціали) (підпис)

Рецензент _____ _____
(прізвище та ініціали) (підпис)

Засвідчую, що в цій кваліфікаційній роботі немає запозичень із праць інших авторів без відповідних посилань.

Здобувач_____
(підпис)

Київ – 2021 р.

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ

Інститут *Навч.-науковий інженерно-технічний інст. ім. акад. І.С. Гулого*
Кафедра *Машини і апарати харчових та фармацевтичних виробництв*
Освітній ступінь *бакалавр*
Спеціальність *133 «Галузеве машинобудування»*
(код і назва)
Освітньо-професійна програма *Інжиніринг харчових та біотехнологічних виробництв*
(назва)

ЗАТВЕРДЖУЮ
Завідувач кафедри
проф. Гавва О.М.

“____” _____ 2021 року

З А В Д А Н Н Я

НА КВАЛІФІКАЦІЙНУ РОБОТУ ЗДОБУВАЧА

Гуй Юрій Олександрович
(прізвище, ім’я, по батькові)

1. Тема роботи *Дослідження процесу перемішування фармацевтичних сумішей*

керівник роботи *Доломакін Юрій Юрійович, доцент, к.т.н.*
(прізвище, ім’я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом закл. вищої осв. від “*05*” *листопада* 2020 року № *925-кс*

2. Строк подання здобувачем роботи *01 лютого 2021 р.*

3. Вихідні дані до роботи *технічний паспорт обладнання; кресленики обладнання; навчальна нормативна та спеціальна література*

4. Зміст пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити) *анотація, зміст; вступ, аналіз теоретичних даних та конструкцій, мета і задачі досліджень, моделювання гідродинаміки потоку, практична реалізація розробленої конструкції, комп’ютерне моделювання процесів перемішування, розрахункова частина, рекомендації з ремонту, монтажу та експлуатації перемішувача, охорона праці, загальні висновки, список використаних літературних джерел, додатки*

5. Перелік графічного матеріалу

_____
_____
_____
_____
_____

6. Консультанти розділів роботи

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв

7. Дата видачі завдання *5 листопада 2020 р.*

КАЛЕНДАРНИЙ ПЛАН

№	Назва етапів виконання кваліфікаційної роботи	Строк виконання етапів роботи	Примітка
1	*Анотація, зміст*	*15.11.20*	
2	*Вступ*	*20.11.20*	
3	*Аналіз теоретичних даних та конструкцій*	*05.12.20*	
4	*Мета і задачі досліджень*	*25.11.20*	
5	*Практична реалізація розробленої*		
	конструкції	*15.12.20*	
6	*Комп'ютерне моделювання процесів*		
	перемішування	*10.01.21*	
7	*Розрахункова частина*	*15.01.21*	
8	*Рекомендації з ремонту, монтажу та*		
	експлуатації перемішувача	*19.01.21*	
9	*Охорона праці*	*25.01.21*	
10	*Список використаних літературних джерел*	*28.01.21*	
11	*Презентація*	*01.02.21*	

Здобувач _____ *Гуй Ю.О.*
(підпис) (прізвище та ініціали)

Керівник роботи _____ *доц. Доломакін Ю.Ю.*
(підпис) (прізвище та ініціали)

Анотація

Метою даного проекту є розробка вдосконаленого перемішуючого пристрою для збільшення гомогенізації середовища.

Запропонована конструкція забезпечує високу якість гомогенізації. Даний пристрій може бути встановлений практично у кожному ферментері й не вимагає особливого до себе відношення.

Використана методика розробки та доведення ефективності перемішуючого пристрою може бути використана при проектуванні нових конструкцій механічних перемішуючих пристроїв.

Текстова частина даного магістерського проекту складається з 82 сторінок. З яких 25 сторінок складають розрахунки що підтверджують надійність та працездатність апарату, 20 сторінок імітаційного моделювання та 10 сторінок теоретичної частини.

Ключові слова: ферментер, перемішуючий пристрій, удосконалення, імітаційне моделювання, ротор.

Summary

The aim of this project is to develop an advanced mixing device to increase the homogenization of the medium.

The proposed design provides high quality homogenization. This device can be installed in almost every fermenter and does not require special treatment.

The used technique of development and proof of efficiency of the mixing device can be used at designing of new designs of mechanical mixing devices.

The text part of this master's project consists of 82 pages. Of which 25 pages are calculations confirming the reliability and efficiency of the device, 20 pages of simulation and 10 pages of the theoretical part.

Key words: fermenter, mixing device, improvement, simulation modeling, rotor.

ЗМІСТ

Вступ .....

1. Аналіз теоретичних даних та конструкцій .....
   1.1 Конструкції ферментерів для глибинного культивування .....
   1.2 Дослідження системи перемішування .....
2. Мета і задачі досліджень .....
3. Практична реалізація розробленої конструкції .....
   3.1 Призначення та область застосування ферментеру .....
   3.2 Опис конструкції .....
4. Комп’ютерне моделювання процесів перемішування .....
   4.1 Мета експериментальних досліджень .....
   4.2 Моделювання процесу перемішування .....
5. Розрахункова частина .....
   5.1 Вибір перемішуючого пристрою .....
   5.2 Розрахунок поверхні теплообміну .....
   5.3 Розрахунок потужності .....
   5.4 Розрахунок на механічну міцність .....
6. Рекомендації з ремонту, монтажу та експлуатації перемішувача .....
7. Охорона праці .....

Висновки .....

Література .....

ВСТУП

Актуальність роботи. Розвиток біотехнології, зумовив розвиток методів культивування мікроорганізмів і поставив ряд нових питань в технологічному та апаратурному оформленні процесів вирощування мікроорганізмів. Використання методів глибинного культивування дозволяє вирішити задачу прискорення росту мікроорганізмів, підвищення продуктивності процесу, збільшення виходу цільового продукту та збільшення ефективності проведення процесу. Проте має ряд недоліків, вплив яких необхідно звести до мінімуму. Одним з таких параметрів є механічне перемішування, яке призводить до пошкодження біологічних агентів.

Актуальною проблемою, в апаратах з механічним перемішуванням, є гомогенізація середовища, а саме відведення вуглекислого газу, як саме малорозчинного компоненту в більшості випадків при культивуванні.

Мета роботи. Удосконалення процесів глибинного культивування в ферментерах з механічними перемішуючими пристроями за рахунок модернізації системи перемішування.

Предмет дослідження. Гідродинамічні процеси в ферментері при глибинному культивуванні.

Об’єкт дослідження. Ферментер з механічним перемішуючим пристроєм.

Задачі роботи. Проаналізувати сучасний стан проблеми глибинного культивування на основі робіт вчених України і світу в даному напрямку, та сформувати задачі для подальших досліджень. На основі експериментальних даних виявити закономірності між різними режимами перемішування і типами мішалок. Сформулювати принципи організації модернізованої системи перемішування, шляхом використання комбінованої системи перемішування та нового виконання турбінної мішалки для забезпечення більш ефективного

протікання процесу, за рахунок посилення гомогенізації всього середовища. На основі комп’ютерного моделювання підтвердити ефективність запропонованої системи перемішування. Як наслідок, на основі експериментального та теоретичного моделювання підібрати оптимальний режим культивування, тобто такий який дозволить отримати максимальний вихід продукту при мінімальних енергозатратах.

1. Аналіз теоретичних даних та конструкцій

1.1 Конструкції ферментерів для глибинного культивування

Глибинний спосіб культивування в біотехнологічній промисловості є основним при виробництві більшості біопрепаратів, вагома частини з яких, продукується мікроміцетами. Він здійснюється, як правило, в реакторах (ферментерах) різноманітних конструкцій, а морфологічна будова мікроміцетів накладає на їх вибір ряд особливостей. Розглянемо основні конструкції ферментерів. [4]

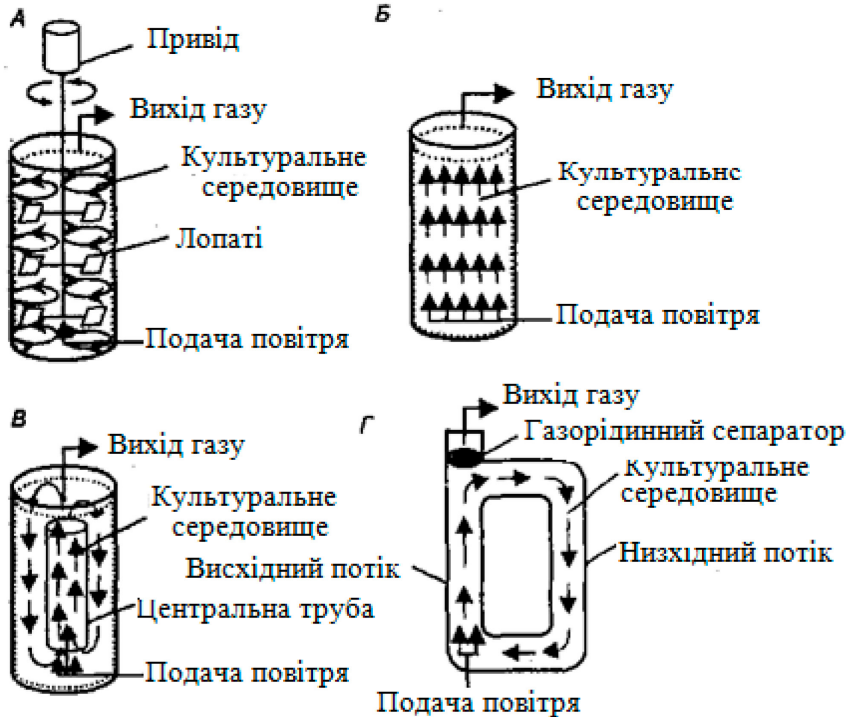


Рис.1.1 Конструкції ферментерів різних типів: А - ферментер з механічним перемішуванням; Б - барботажна колона; В - ерліфтний ферментер з внутрішньою циркуляцією; Г - ерліфтні ферметери з зовнішньою циркуляцією

Їх поділяють на дві групи: за будовою конструкції та за принципом перемішування культуральної рідини.

У ферментерах, що відносяться до першої групи, перемішування відбувається шляхом аерації потоком стисненого повітрям (перемішування відбувається бульбашками повітря, що підіймаються). У пневматичних ферментерах, зазвичай, отримують хороші ростові характеристики для великого числа клітинних культур. Однак складність підтримки суспензії в гомогенному стані при високих концентраціях біомаси клітин звужує сферу їх застосування.

Великі показники максимальної концентрації клітинної біомаси можна досягти при застосуванні ерліфтних ферментерів, в яких створюються спрямовані циркуляційні потоки (перемішування здійснюється за рахунок застосування спеціальної конструкції, що створює градієнт густин).

У барботажних колонах повітря подається під значним тиском у нижню частину біореактору, і це викликає його нерівномірний розподіл. Подача повітря під високим тиском може приводити до сильного піноутворення. Ці особливості обмежують універсальність даних конструкцій і діапазон технологічних умов, а також розміри барботажних колон.

Друга група ферментерів - з механічними перемішуючими пристроями, їх використовують, найчастіше, так як вони дозволяють легко змінювати технологічні параметри та ефективно доставляти кисень і поживні речовини до зростаючих клітин, який визначає характер розвитку мікроорганізмів і їх біосинтезуючу активність. У таких ферментерах повітря подають в культуральне середовище підтиском через барботер (кільце з безліччю маленьких отворів). При цьому утворюються дрібні бульбашки повітря і за рахунок механічного перемішування забезпечується їх рівномірний розподіл. Для цієї ж мети використовують мішалки - одну або декілька [5].

Ефективність розподілу кисню залежить від типу мішалки, числа обертів, фізико-хімічних властивостей середовища.

При інтенсивному перемішуванні культурального середовища відбувається його спінення, тому робочий об'єм ферментеру не перевищує 70% загального обсягу. Вільний простір над поверхнею розчину використовується як буфер, де накопичується піна, і таким чином запобігається втрата культуральної рідини. У спіненній рідині умови аерації краще, ніж в щільних розчинах (за умови безперервного перемішування і циркуляції шару піни, тобто при виключенні знаходження мікроорганізмів поза культуральною рідиною). Разом з тим спінювання може привести до перезволоження фільтрів в отворах, через які повітря виходить з біореактора, зменшення потоку повітря і до потрапляння в ферментер сторонніх мікроорганізмів [6].

Ферментери цього типу дозволяють вивчати клітинні популяції в дуже широкому діапазоні концентрацій біомаси клітин [7]. Разом з тим стресовий вплив пристроями, на клітинну популяцію часто обмежує їх застосування, проте цього можна уникнути підібравши потрібний режим перемішування і розробивши конструкцію перемішуючого пристрою. Забезпечивши ці умови саме ці ферментери стануть найоптимальнішими для культивування мікроміцетів.

Різновиди конструкційного оформлення ферментерів з механічним перемішуючим пристроєм.

Ферментаційні середовища міцеліальних культур, являють собою трифазні системи (рідина - газ - тверде тіло) з безперервно мінливими по ходу процесу біосинтезу реологічними властивостями. Структурна в'язкість цих систем досягає в ряді випадків досить високих значень (200…800 сП) [26].

Відповідно до таких систем в світовій практиці використовують в основному мішалки відкритого турбінного типу з прямими або вигнутими лопатями, що забезпечують радіальний потік рідини. Мішалки закритого турбінного типу непридатні для перемішування культуральних рідин, що володіють підвищеною структурної в'язкістю [8]. Останнім часом у випадку з багатоярусним перемішуванням зріс інтерес до мішалок, що створюють осьовий потік рідини і володіють більшим насосним ефектом і низьким коефіцієнтом потужності.

Великі осьові мішалки з $d_м/D$ = 0,4-0,5 в порівнянні з турбінними мішалками $d_м/D$ = 0,3-0,4 при однаковому значенні споживаної потужності володіють наступними перевагами:

- займають більший простір в поперечному перерізі апарату і, отже, більша частина висхідного від нижньої мішалки потоку з диспергованим повітрям захоплюється в зону інтенсивного перемішування.

- мають велику перекачувальну здатність, що забезпечує більш сильну циркуляцію.

Мішалки радіального типу забезпечують добре диспергування повітря (подрібнення бульбашок) і добре перемішування безпосередньо в зоні мішалки. Осьові мішалки мають більш низьке значення локальної дисипації енергії і забезпечують більш рівномірне вкладення енергії за обсягом апарату.

Використання тільки радіального потоку мішалок в багатоярусній конструкції перемішуючого пристрою призводить розмикання загального контуру циркуляції рідини на окремі зони з різною інтенсивністю перемішування і слабкого перемішування на периферії. Як правило, кількість лопатей застосовуваних турбінних мішалок становить 6. Збільшення кількості лопатей до 8 дає ефект для нижнього ярусу, але помітно збільшує витрату потужності на перемішування. Збільшення кількості лопатей на диску турбінної мішалки знижує значення швидкості аерації, при якій відбувається зниження споживаної потужності, і відсуває межу нормальної роботи мішалки, після якого відбувається захлинання [9].

Важливим моментом для турбінних мішалок є відношення висоти лопаті і її довжини до діаметру мішалки. Практика вітчизняних і зарубіжних досліджень показала, що відношення $b/d_м$ та $l/d_м$ повинні бути відповідно 1/5 і 1/4 [10].

Особливо велике значення має відношення діаметра мішалки до діаметру апарату $d_м/D$. Загальноприйнятим є застосування турбінних мішалок з $d_м/D = 1/3$. Загальний діапазон зміни цього відношення знаходиться в межах 0,3…0,4.

В даний час в ферментерах, особливо великомасштабних, як правило встановлюються мішалки з відношенням $d_м/D = 1/3$ і числом лопатей $z_л = 6$ з можливістю збільшення і того і іншого до величин: 0,4 , $z_л = 8$.

Зі збільшенням ємності ферментера і, отже, висоти стовпа рідини, збільшується число ярусів мішалки. Однак одним з недоліків ферментерів з багатоярусними пристроями є нерівномірний розподіл біомаси та інших інгредієнтів по висоті апарату. В апаратах з відношенням $H:D = 3:1$ при використанні на всіх ярусах турбінних мішалок час перемішування набагато більше, ніж для апаратів з відношенням висоти до діаметру 1:1. Це можна пояснити поганим перемішуванням між окремими зонами мішалок.

Суттєве значення в цьому випадку набуває відстань між ними. При відстані до одного діаметра мішалки має місце накладання друг на друга циркуляційних контурів, що створюються мішалками, що робить не ефективною роботу всієї системи перемішування, а при відстані більше $2d_м$ між ярусами з'являються слабо перемішувані зони. Відстань має бути $(1{,}0…1{,}8)d_м$. При роботі з нев'язкими культуральними рідинами можливе збільшення цієї відстані до $2d_м$.

Відстань від нижньої мішалки до дна апарату рекомендується приймати рівним 1/4 від діаметра апарату. Більша відстань ускладнює диспергування повітря в нижній частині апарату, а менша відстань залишає занадто великий простір у верхній частині апарату, який починає працювати в цьому випадку як барботажна колона.

Повітря надходить в ферментер зазвичай через барботер, що встановлюється під нижнім ярусом мішалки. За своїми розмірами барботер повинен бути трохи менше діаметру мішалки, щоб повітря, яке виходить з нього потрапляло під диск мішалки і дробилося лопатками нижньої мішалки.

Отвори в барботері для повітря робляться з умовою того, щоб загальна площа отворів була не менше, ніж площа поперечного перерізу трубопроводу, що підводить повітря. Зазвичай діаметр отворів $d_0 = 2…5$ мм при кроці $t \approx 2d_0$. Швидкість газу в отворах 20…25 м/с. Барботер зазвичай розташовують в нижній частині апарату, на невеликій відстані від дна. У роботі використовували барботер з діаметром $d_0 = 1{,}2d_м$ і розташували його близько до нижньої мішалки (на відстані D/25 під лопатями мішалки). В результаті дослідження [11] були досягнуті наступні результати:

- можливість збільшити на 50% витрати повітря до настання захлинання мішалки, тобто коли утворені вертикальні стовпи легкої газорідинної дисперсії піднімаються вгору, найчастіше уздовж вала мішалки, і обмежують циркуляцію рідини по висоті апарата.

- більше значення відносної споживаної енергії (75 % від значення потужності споживаної на перемішування "монолітної" рідини), що дозволило досягти більш високого значення $K_L\alpha$ при тій же швидкості обертання і витраті

повітря за рахунок більшого вкладення енергії або за рахунок більш високої витрати повітря (досягається без захлинання).

1.2 Дослідження системи перемішування

При розробці промислового ферментаційного обладнання довгий час домінувала концепція про необхідність створення в робочому обсязі апарату рівномірної ізотропної турбулентності забезпечує близькі значення гідродинаміки і масообміну в будь-якій точці апарату.

Для реалізації цієї концепції конструкція апарату зазвичай представляє собою циліндричну посудину з довгим валом по осі апарату, на якому закріплені кілька ярусів турбінної мішалки (рисунок 1.1) [31]. Турбінна мішалка забезпечує високе локальне вкладення енергії в зоні, безпосередньо біля лопатей, що забезпечує хороше: диспергування бульбашок і глибокий ступінь перемішування. Але турбінна мішалка не позбавлена і недоліків, до яких можна віднести короткі циркуляційні петлі, невелике охоплення перемішуванням внутрішнього об’єму у апарату і, отже, слабке залучення рідини периферійних зон в загальний контур циркуляції, що особливо помітно в процесах перемішування високов'язких середовищ [32].

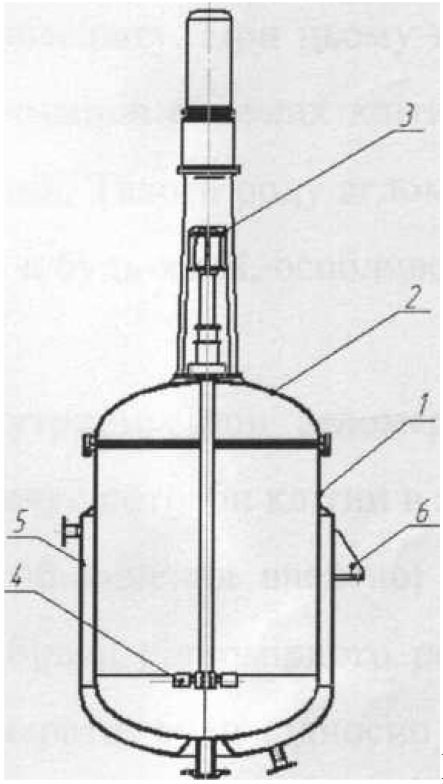


Рис. 1.1 Ферментер з турбінною мішалкою

Стосовно, в’язких культуральних рідин необхідність однорідної турбулентності середовища по робочому об'єму апарату обґрунтовувалася існуванням напівтвердих агломератів мікроорганізмів: («рідких частинок» по Данквертсу), об’єм яких пов'язаний з локальним масштабом турбулентних пульсацій. Усередині цих агломератів постачання клітин мікроорганізмів киснем і поживними речовинами здійснюється за рахунок дифузії. У рідинах, що володіють високою в'язкістю, розмір агломерату швидко збільшується після виходу із зони інтенсивного перемішування через швидке зниження турбулентності [33].

Рідина, яка містить розчинені компоненти живильного середовища, нерозчинені частки, мікроорганізми і їх мікроколоній не перемішується до молекулярного рівня або навіть до рівня окремих клітин або їх мікроколоній. Так як, відповідно до теорії Данквертса [34], перемішування відбувається до розмірів, порівнянних з найменшим масштабом турбулентних пульсацій, що визначаються за співвідношенням Колмогорова. В результаті робочий об'єм апарату розпадається на безліч сегрегованих незмішуваних обсягів рідини, що функціонують як окремі біореактори -агломерати. Постачання киснем клітин мікроорганізмів, що знаходяться всередині агломерату, відбувається через зовнішню поверхню агломерату. При цьому важливо підкреслити, що розміри агломератів більше розмірів окремих клітин або мікроколоній, або жорстких зчеплень мікроколоній. Такого роду агломерати тобто незмішувані об’єми: рідини існують навіть в будь-який, особливо у в’язкій, рідини («рідкі частинки» по Данквертсу).

Доставка кисню до внутрішніх зон агломерату забезпечується вже шляхом дифузії, яка не забезпечує потреби клітин в кисні. На перший погляд, це підтверджує необхідність збільшення введеної потужності механічного перемішування і особливо її більш рівномірного розподілу за об’ємом так, щоб розміри мікробних агломератів були відносно невеликі і масопередача кисню з повітря в рідину могла забезпечити високу концентрацію кисню в рідині.

Для аналізу доцільності збільшення потужності перемішування в апараті з турбінною мішалкою розрахуємо розмір масштабу турбулентності скориставшись теорією Колмогорова. Значення локальної дисипації змінюється в діапазоні від $0{,}1\varepsilon/\varepsilon_{ср}$ (біля стінки апарату) $30\ \varepsilon/\varepsilon_{ср}$ (у лопаті мішалки).

Проте з досліджень [35] виявлено те, що наявне істотне збільшення введеної потужності механічного перемішування не забезпечує, однорідності умов масопередачі.

Розглянемо тепер принципово іншу в порівнянні з ізотропною турбулентністю концепцію перемішування і масообміну в ферментере.

З цієї концепції робочий об'єм рідини в апараті поділяється на 2 зони – зону інтенсивного перемішування і масообміну, створювану в безпосередній близькості від турбінної мішалки, і зону циркуляції рідини, в якій і мікро перемішування, і масопередача кисню «газ-рідина» істотно знижені (рисунок 1.2).

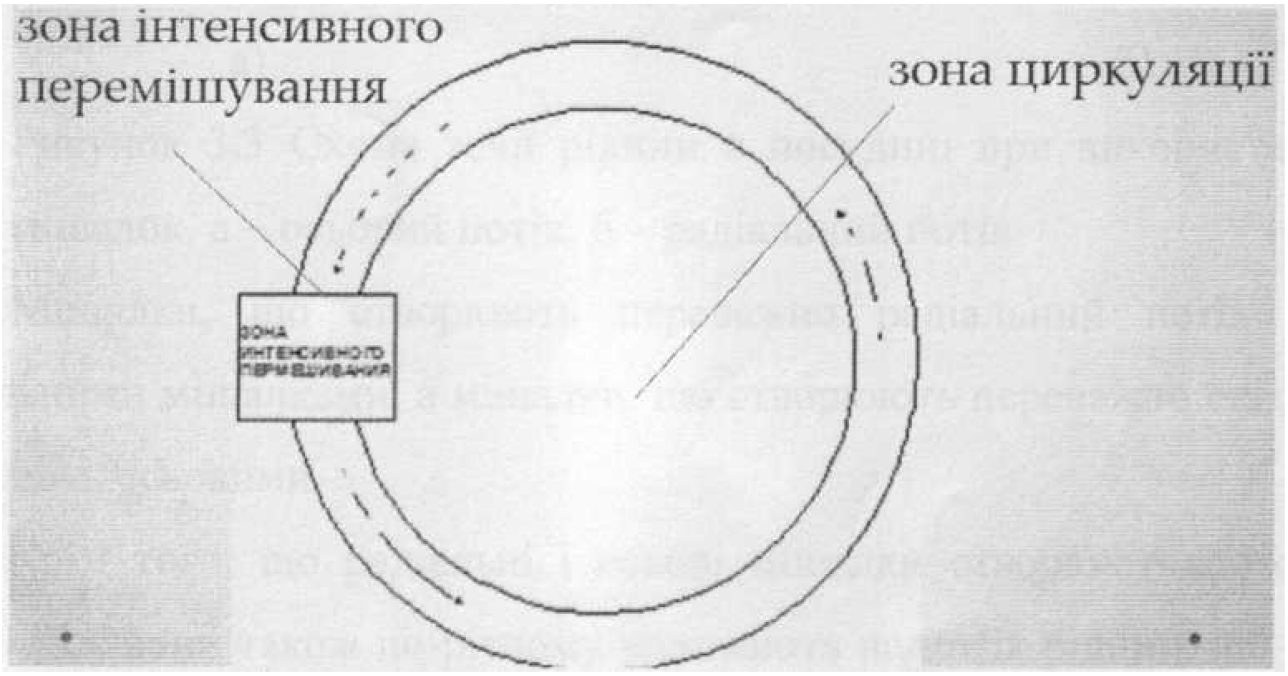


Рис. 1.2 Циркуляційна модель структури потоків в ферментерах

У зоні інтенсивного перемішування відбувається насичення об'єму рідини киснем, а в зоні циркуляції споживання. Якщо розглядати для цієї зони умови масопередачі кисню як стаціонарні, то очевидно, що при цьому клітини

мікроорганізмів відчуватимуть нестачу кисню, і це позначиться на інтегральної продуктивності всього ферментера.

Різні мішалки створюють різні структури поля швидкостей і володіють різною інтенсивністю перемішування (рисунок 1.3) [36]. Турбінні мішалки створюють переважно радіальний потік, пропелерні і лопатеві з похилими лопатями - аксіальну (або осьову) схему руху рідини.

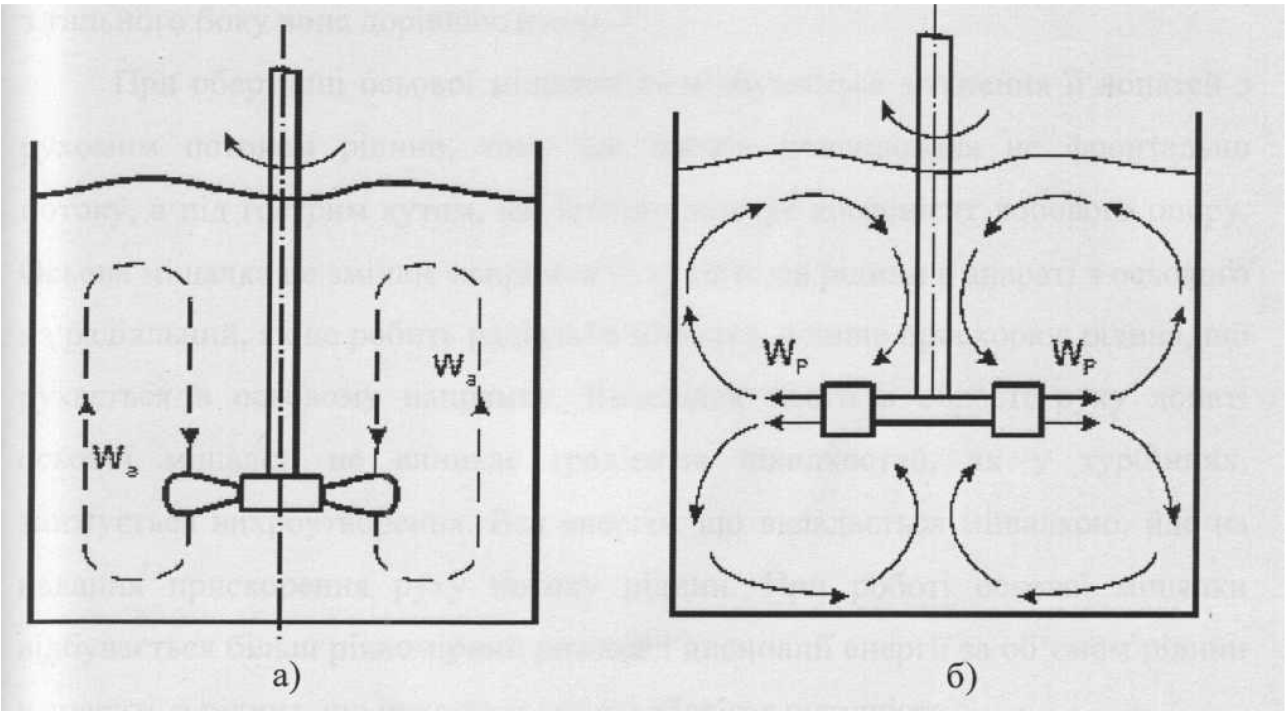


Рис. 1.3 Схема течії рідини в посудині при використанні різних типів мішалок, а - осьовий потік, б - радіальний потік

Мішалки, що створюють переважно радіальний потік називають радіальними мішалками, а мішалки, що створюють переважно осьовий потік, називають осьовими.

Крім того, що радіальні і осьові мішалки створюють потоки різних напрямків, вони також по-різному впливають на потік рідини, що проходить через них. Радіальна мішалка сильно турбулізує потік рідини, особливо в зоні безпосередньої близькості до лопаті. Це забезпечує тонке перемішування, але при цьому витрачається велика кількість енергії. Енергія, отримана потоком рідини від мішалки, майже повністю дисипує в дуже невеликій зоні, безпосередньо у мішалки, а в основній частині апарату відбувається дисипація «залишків» вкладається енергії (див. рис.). Потік рідини, що отримав енергію

від радіальної мішалки, швидко втрачає її у взаємно протилежних зустрічних токах та вихорах, що виникають при хаотичному характері русі рідини, властивому турбулентному режиму течії. Градієнт швидкостей, в результаті якого з'являється хаотичний рух, виникає в області зриву рідини з лопаті мішалки, тому що на кромці лопаті швидкість велика, а з тильного боку вона дорівнює нулю.

При обертанні осьової мішалки не відбувається зіткнення її лопатей з рухомим потоком рідини, тому що лопать розташована не фронтально потоку, а під гострим кутом, що істотно знижує коефіцієнт лобового опору. Осьова мішалка не змінює напрямок руху потоків рідини в апараті з осьового на радіальний, як це робить радіальна мішалка, а лише прискорює рідина, що рухається в осьовому напрямку. Внаслідок цього в області руху лопаті осьової мішалки не виникає градієнтів швидкостей, як у турбінних, знижується вихроутворення. Вся енергія, що вкладається мішалкою, йде на надання прискорення руху потоку рідини. При роботі осьової мішалки відбувається більш рівномірний розподіл дисипації енергії за об’ємом рідини в апараті, а рідина, що рухається довше зберігає швидкість.

Таким чином, заміна радіальної мішалки на осьову викликає збільшення середньої швидкості руху рідини в апараті, збільшення інтенсивності циркуляції (зниження часу циркуляції), скорочення розміру мертвих зон, але при цьому відбувається зменшення глибини перемішування, через меншу турбулізації потоків і, отже, збільшення найменшого масштабу турбулентних пульсацій.

При перемішуванні в'язких рідин турбінними мішалками, особливо в великих апаратах з багатоярусними системами, часто має місце випадання із загального циркуляційного контуру областей апарату, найбільш віддалених від зони мішалки. Такі зони називають «мертвими», між ними і основним контуром циркуляції відбувається слабкий масообмін з розчиненим киснем і іншими речовинами. У цих зонах виникає нестача кисню раніше ніж в іншому об’ємі апарату, що призводить до зниження загальної продуктивності процесу.

Об’єм і наявність «мертвих зон» залежить, перш за все, від інтенсивності циркуляції. У разі застосування турбінних мішалок градієнти концентрацій розчиненого кисню за об’ємом апарату особливо помітні через значну неоднорідність дисипації енергії за об’ємом апарату. В'язка рідина перемішується дуже інтенсивно в області мішалки, а на периферії вона перебуває практично в стані спокою. Гідродинамічна картина перемішування рідини турбінними мішалками істотно змінюється зі збільшенням в'язкості: відбувається розмикання загального циркуляційного контуру, він замінюється окремими короткими циркуляційними петлями і відбувається перемішування тільки тієї рідини, яка знаходиться в безпосередній близькості до мішалок. Застосування осьових мішалок, що створюють більш інтенсивний циркуляційний потік і більш рівномірну дисипації енергії, має сприяти більшому залученню рідини в загальний контур циркуляції, що сприяє більш швидкому насиченню рідини киснем і загального масообміну, а, отже, підвищення продуктивності всього процесу ферментації [37].

У багатоярусних системах перемішування, замінюючи турбінні мішалки осьовими, необхідно брати до уваги особливість роботи нижньої мішалки.

Основне завдання нижньої мішалки - це диспергування повітря, що надходить від барботера. Для цього завдання найкраще підходять радіальні мішалки з диском. Повітря збирається під диском, засмоктується в область розрідження, розташовану за лопатями радіальної мішалки, і потім диспергується у слідовій доріжці за лопаттю. При цьому не виникає таких значних градієнтів швидкостей шарів рідини, як у випадку з верхніми ярусами, під які не подається повітря.

Отже, у випадку з багатоярусними системами перемішування має сенс замінити радіальні мішалки на осьові тільки на верхніх ярусах, а на нижньому залишити радіальну.

Турбінна мішалка є досить простою за будовою та в експлуатації, проте вона має обмеження при застосуванні з культуральними рідинами, мікроорганізмами

чутливими до напружень зсуву, зокрема мікроміцетів і може нести негативний вплив при взаємодії з прямокутними гранями лопаті.

Існує задача вдосконалення мішалки, в якій її нове виконання буде забезпечувати більш якісніший процес перемішування, за рахунок послаблення негативної дії при контакті кромок лопатей мішалки на мікроорганізми культуральної рідини.

В якості вихідної моделі турбінної мішалка, можна обрати мішалку, що містить ступицю, а також закріплений на ньому диск з прямими лопатями [Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. - М.: ООО ТИД "Альянс", 2004. - С. 257, рис. V-8].

Поставлену задачу можливо вирішити тим, що лопаті мішалки будуть виконані, в два яруси та з різними кутами атаки рідини.

Така конструкція дозволяє проводити процес перемішування більш ефективно а головне збільшуючи гомогенізацію довколо самої мішалки за рахунок нижнього ярусу а перемішування по всьому обему йде за рахунок верхнього ярусу.

Висновок

Теоретичний аналіз процесу перемішування у ферментері показує необхідність модернізації стандартного перемішуючого пристрорю.

Для модернізації перемішуючого пристрою передбачається встановлення роторного змішувача з ефектом всмоктування.

2. Мета і задачі дослідження

Метою є підвищення ефективності глибинного культивування та збільшення виходу кінцевого продукту, за рахунок модернізації системи перемішування.

Масопередача вуглекислого газу в основному обсязі апарату менше, ніж в зоні інтенсивного перемішування. Тому необхідно прагнути до того, щоб вся рідина регулярно проходила через зони, де турбулентність найбільш інтенсивна. Отже, ефективність перемішування залежить як від ступеня турбулентності, так і від інтенсивності циркуляції, яка визначається часом, необхідним для того, щоб вся рідина пройшла через зону інтенсивного перемішування. Час циркуляцій та розмір утвореного мішалкою вихору є істотними параметрами для оцінки процесу біосинтезу мікробіологічних аеробних.

В зоні інтенсивного перемішування може спостерігатися надмірна турбулізація потоку, який призводить до високих втрат енергії в області мішалки. Чим більше турбулізація потоку рідини, тим краще перемішування, але гірше циркуляція. Велика турбулізація потоку рідини в зоні мішалки знижує інтенсивність циркуляції в загальному об'ємі апарату. Співвідношення енергії, що витрачається на турбулізацію, до енергії, яка витрачається на створення циркуляції, визначається конструкцією перемішуючого пристрою.

Видається цікавою модернізація системи перемішування мішалками, які мають мінімальні втрати енергії на турбулізацію потоку і мають високу перекачувальну здатністю.

Для інтенсивного перемішування в зоні мішалки необхідно забезпечити циркуляцію через цю зону, удосконаливши конструкцію перемішуючого пристрою

- для оцінки ефективності модернізованого перемішуючого пристрою при різних режимах роботи, необхідно провести дослідження гідродинамічніх процесів при перемішуванні культуральної рідини удосконаленим

перемішуючим пристроєм у ферментері на основі результатів досліджень спроектувати промисловий ферментер з використанням модернізованого перемішуючого пристрою.

Перемішування – процес, що застосовується в хімічній, біотехнологічній, харчовій промисловості для приготування емульсій, суспензій, сумішей, а також інтенсифікації процесів розчинення, теплообміну і хімічних реакцій [1].

Мета перемішування-гомогенізації – полягає у зниженні концентраційного або температурного градієнта, або їх одночасно, у системі, що перемішується.

Розподілення частинок окремих компонентів у вихідній суміші випадкове. За допомогою перемішування намагаються досягти ідеального взаємного розподілення частинок. Ідеальним або повним називають таке перемішування, в результаті якого нескінченно малі проби суміші, відібрані в будь-якому місці системи, що перемішується, будуть мати однаковий склад, а температура в будь-якій точці виявиться однаковою [2].

Перемішування рідких середовищ може здійснюватися різними способами: обертовим або коливальним рухом мішалок (механічне перемішування); барботажем газу через шар рідини (пневматичне перемішування); прокачуванням газу через турбулюючі насадки; перекачуванням рідини насосами по замкнутому контуру (циркуляційне перемішування).

Для здійснення перемішування найбільше розповсюджені в техніці апарати з мішалками.

При перемішуванні градієнти температур і концентрацій в середовищі, що заповнює апарат, прямують до мінімального значення. Тому апарати з мішалками за структурою потоків найбільше близькі до моделі ідеальних потоків [3].

Процес перемішування характеризується інтенсивністю, ефективністю, а також витратою енергії на її проведення.

3. ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ

3.1 Призначення та область застосування ферментеру

Глибинне культивування мікроорганізмів - продуцентів біологічно активних речовин - є найбільш складним і тонким процесом одержання продуктів мікробного синтезу. Біосинтез мікроорганізмом біологічно активних речовин залежить від таких факторів як температура, pH середовища й зростаючої культури, концентрація розчиненого кисню, тривалість культивування, конструкція й матеріал устаткування, у якому відбувається процес, та ін.

Для даного процесу використовуються ферментери котлового типу [2].

Процес відбувається у сталих умовах і передбачає нагрівання та охолодження (підтримування однакової температури впродовж визначеного часу) реакційної суміші. Це забезпечується за допомогою рубашки. Оскільки у вигляді як гарячого, так і холодного теплоносія виступає вода, рубашка призначена для подачі в неї рідини (води).

Залежно від застосовуваних методів оцінки роботи ферментери для глибинного вирощування мікроорганізмів підрозділяють на ряд груп по наступних ознаках:

- за способом культивування - на апарати безперервної й періодичної дії;

- за стерильністю - на герметичні й ті, які не потребують строгої герметичності;

- за конструктивними ознаками - на ферментери з дифузором і турбіною, з обертаючими аераторами, з механічними мішалками, із зовнішнім циркуляційним контуром, колонні ферментатори;

- за способом введення енергії й організації перемішування й аерації – на апарати з підведенням енергії до газової фази, до рідкої фази й комбінованої.

У мікробіологічній промисловості практично всі процеси культивування продуцентів біологічно активних речовин, за винятком дріжджів для одержання БВК на парафінах, гідролізатах і сульфітних лугах, проводяться періодичним способом у стерильних умовах. [1]

Апарати з механічним перемішуванням - найпоширеніша конструкція в сучасній мікробіологічній промисловості. Перспективи подальшого застосування апаратів з механічним перемішуванням пов'язані з високою швидкістю масопередачі кисню й значною економією потужності.

Для культивування був обраний вертикальний апарат з еліптичними кришкою і днищем, а також барботером для аерації та мішалкою для забезпечення однорідного розподілу поживних компонентів та повітря в культуральній рідині ,а для забезпечення потрібної температури він був доповнений рубашкою. Конструкція ферментеру призначена для біосинтезу рекомбінантного інсуліну за допомогою Escherichia coli, у який вбудовано ген інсуліну вівці.

Апарат такої конструкції можна використовувати для вирощування, за потребою, широкого спектру мікроорганізмів (включаючи умовно патогенні) та грибів, як аеробних, так і анаеробних, оскільки він є класичним ферментером, в якому передбачена, за необхідності, подача повітря барботером для аерації середовища культивування та інтенсифікація перемішування з диспергуванням повітря перемішуючим пристроєм.

Номінальний об’єм ферментера, що розробляється складає 1 $м^3$. [1, 2]

Технологічний процес, що протікає в обраному ферментері, складається з наступних операцій:

1) підготовка ферментера і перевірка його на герметичність;

2) стерилізація ферментера;

3) завантаження поживним середовищем і ПМ;

4) процес культивування.

Підготовка ферментера і перевірка його на герметичність.

Ферментер ретельно промивають водою. Після усунення помічених дефектів ферментер заповнюють водою до рівня занурення барботера і протягом декількох хвилин пропускають повітря, перевіряючи чистоту отворів променів барботера.

Паралельно перевіряють індивідуальний фільтр, систему подачі повітря і піногасника.

Ферментер, посівну лінію, фільтр із повітряними комунікаціями, бак з піногасником перевіряють на герметичність за допомогою мильного розчину і гідравлічного тиску.

Стерилізація ферментера

Ферментер і систему комунікацій стерилізують гострою парою, для чого в апарат і систему подають гостру пару. Стерилізацію проводять при надлишковому тиску 120-140 кПа протягом 1,5-2 години. Стерилізацію фільтрів проводять одночасно зі стерилізацією ферментера.

Завантаження поживним середовищем і ПМ. Виробниче ПС засівають посівним матеріалом з посівного апарата при температурі середовища 37°С. [2]

Процес ферментації

Процес повинен проходити при наступних умовах:

1) температура середовища 37°С (регулюється шляхом подачі води в сорочку апарата);

2) надлишковий тиск у процесі росту повинне бути 0,1 МПа;

3) інтенсивна аерація середовища стерильним повітрям з температурою 37°С;

4) тривалість культивування 12 години;

5) перемішування 250 об/хв;

6) присутність сторонньої мікрофлори не допускається. [3]

3.2 Опис конструкції

Схема реактора-змішувача зображена на рисунку 3.1. Апарат складається із циліндричного корпусу 1 та еліптичної кришки 2, з’єднаних між собою за допомогою фланцевого з’єднання. Корпус реактора оточений рубашкою 5. Апарат оснащений перемішуючим пристроєм 4, який приводиться у рух приводом 3. Реактор встановлюється на чотирьох опорах типу «лапа» 6 [4].

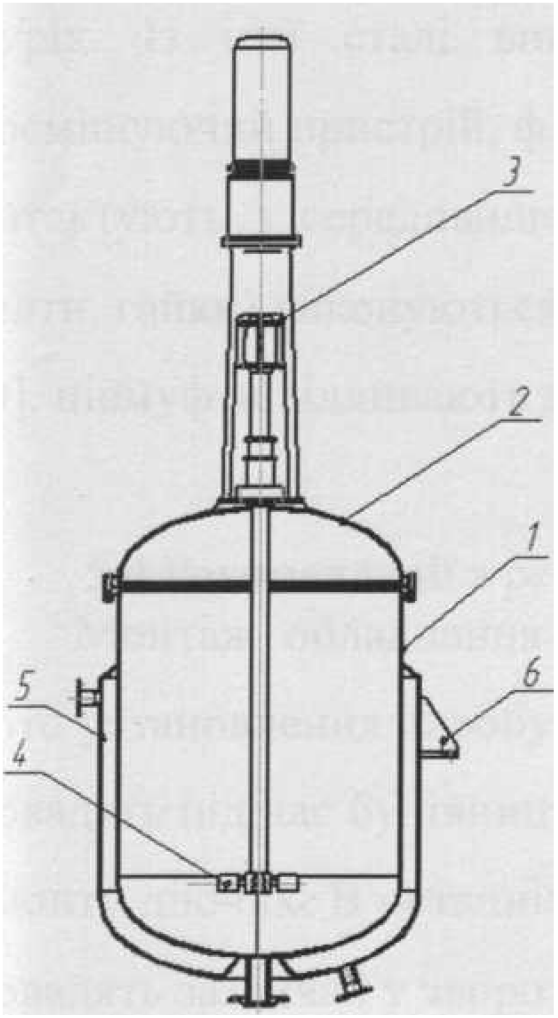


Рис. 3.1 Схема реактора-змішувача:
1 - корпус, 2 - кришка, 3 - привід, 4 - перемішуючий пристрій, 5 - рубашка, 6 - опора

3.3 Вибір матеріалів для виготовлення реактора-змішувача

Вибір матеріалів для виготовлення будь-якого апарату залежить від технологічного процесу, що в ньому відбувається. До основних чинників, що впливають на вибір матеріалу, відносяться середовище, що міститься в апараті, тиск і температура [11]. Конструктивний матеріал повинен бути стійким до дії агресивних середовищ та корозії різних видів, мати достатню механічну міцність та стійкість, легко зварюватися, та забезпечувати надійність зварних з’єднань [20], а також виключати його взаємодію з середовищем, що міститься в апараті.

Основним критерієм при виборі матеріалу для виготовлення реактора-змішувача є середовище в ньому. Обраний матеріал повинен бути хімічно стійким а також легко митися. Найбільш відповідає даним вимогам аустенітна сталь марки 45Х [8]. Швидкість її корозії складає не більше 0,1 мм/рік. Із цієї сталі виготовляють корпус, кришку, днище, рубашку, перемішуючий пристрій, фланці та штуцера апарату, а також інші деталі, що контактують з середовищем, що міститься в апараті. Кріпильні елементи (болти, гайки) виконуються із сталі марки Ст3 [9], опори - із сталі марки 45Х [10], півмуфти відливають зі сталі 35Л [44].

4. Комп’ютерне моделювання процесів перемішування

4.1 Мета експериментальних досліджень

Моделювання проводилися з метою візуалізації, швидкості потоків та застійних зон при перемішуванні за допомогою, модернізованого перемішуючого пристрою та зі стандартним рішенням.

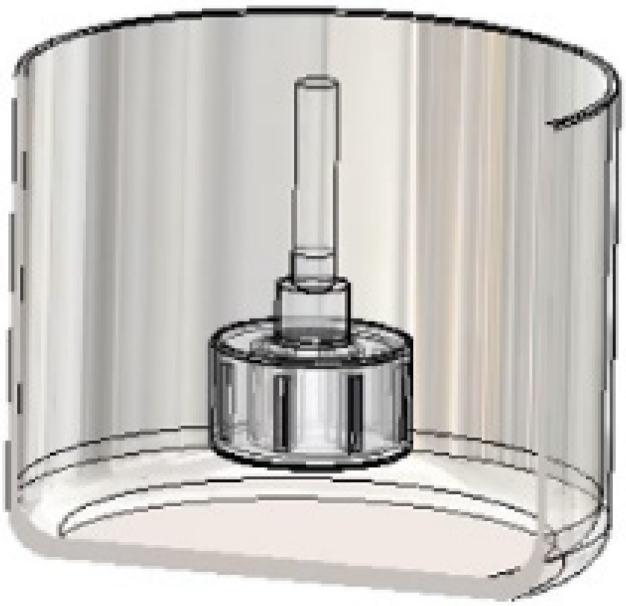


Рис. 4.1 Комп’ютерна модель обраної конструкції

Комп’ютерна 3D-модель створена за допомогою програмного забезпечення “SOLIDWORKS 3D CAD”.

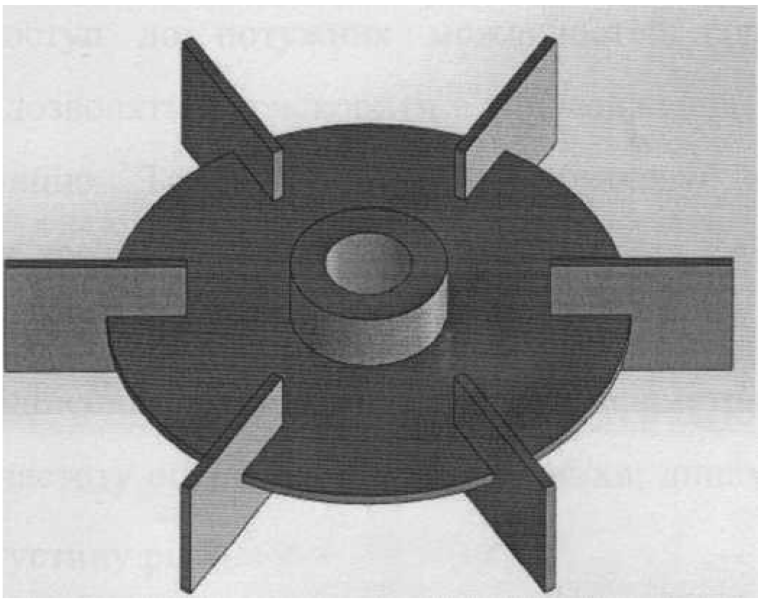


Рис. 4.2 3-D модель перемішуючого пристрою до модернізації

Рис. 4.3 3-D модель перемішуючого пристрою модернізованого

Модель створена з метою візуалізації ферментеру і для подальшого проведення моделювання процесів у ньому.

Також побудована 3-D модель запропонованої конструкції роторної мішалки.

4.2 Моделювання процесу перемішування

Комп'ютерне моделювання здійснювалося на базі створеної 3-D моделі. Для цього застосовувалося програмного забезпечення "*Flow Simulation*", від інших програм гідродинамічного моделювання (динаміка обчислювальної рідини), поєднує високорівневу функціональність з точністю та простотою використання.

Flow Simulation надає доступ до потужних можливостей гідродинамічного моделювання, які дозволять прискорити впровадження інновацій у розроблювану продукцію. Також не просто забезпечує працездатність виробу, а й допомогає зрозуміти, як система буде вести себе в реальному часі.

Молелювання здійснювалося при наступних параметрах: внутрішній тиск P = 0,1 МПа, частота обертання ротора 1500 об/хв, динамічна в'язкість 1 Па×с, густина системи $\rho = 1050$ кг/м^3.

Моделювання виконувалося для двох варіантів компоновки мішалок в системі перемішування.

На рисунку 4.4-4.8 наведені результати моделювання при заданих умовах для обраного варіанту конструкції. Отримано схему потоків модельної рідини з врахуванням градієнту швидкостей.

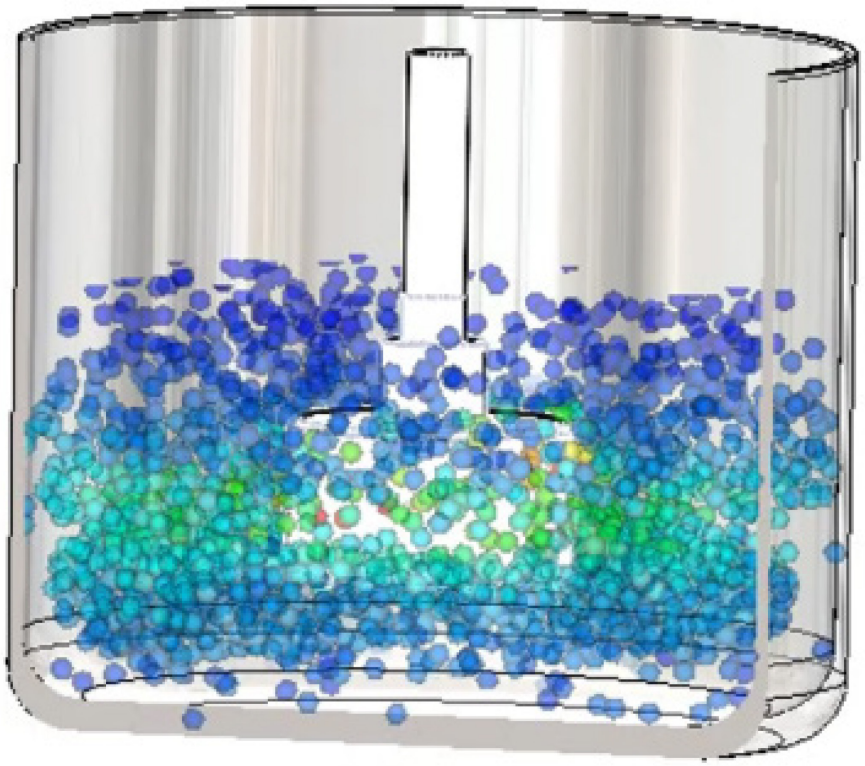


Рис. 4.4 Моделювання процесу перемішування

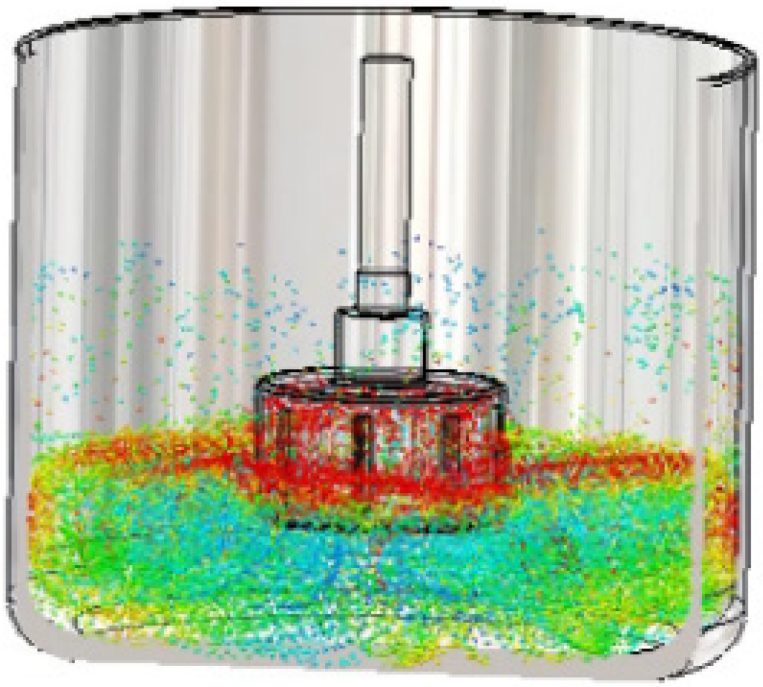


Рис. 4.5 Моделювання процесу перемішування

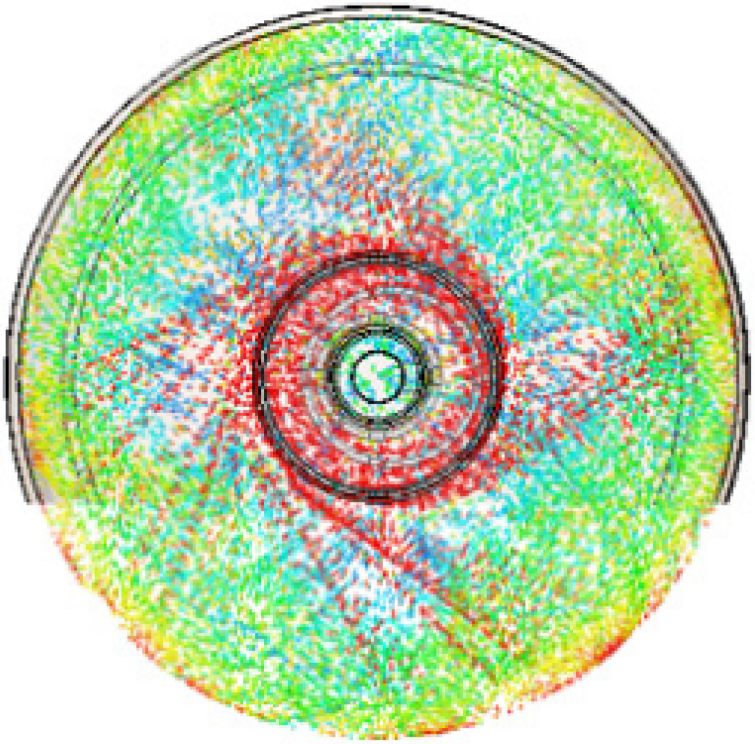


Рис. 4.6 Моделювання процесу перемішування

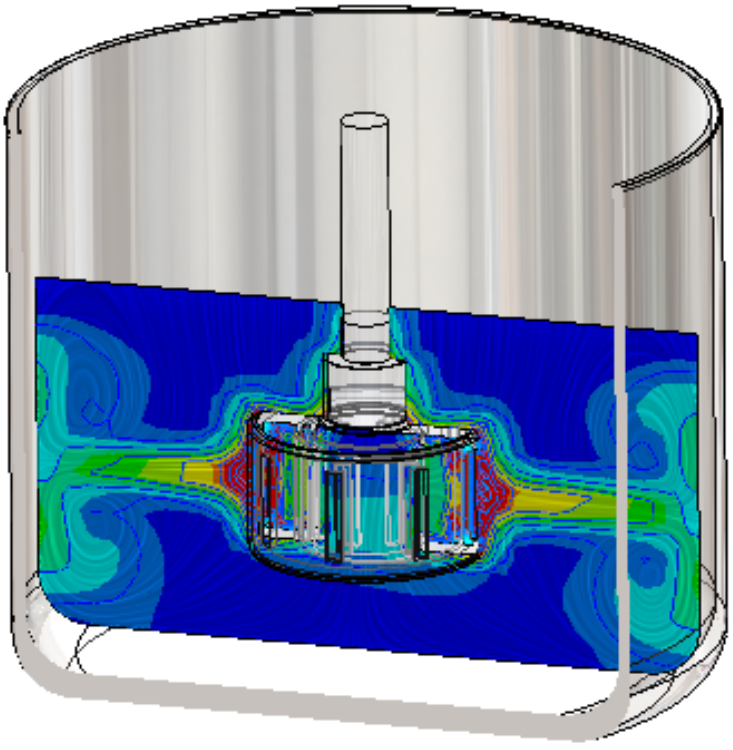


Рис. 4.7 Моделювання процесу перемішування

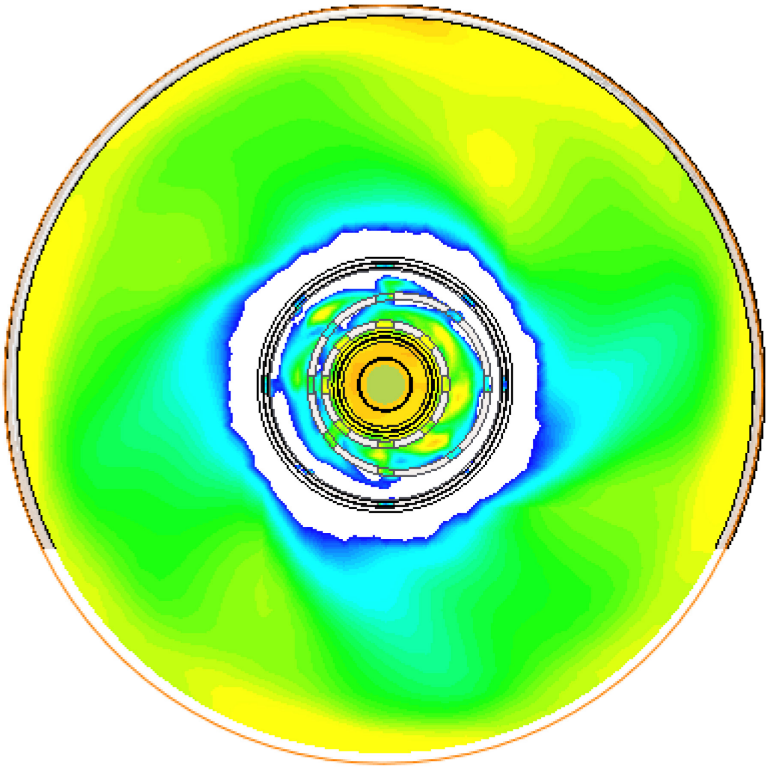
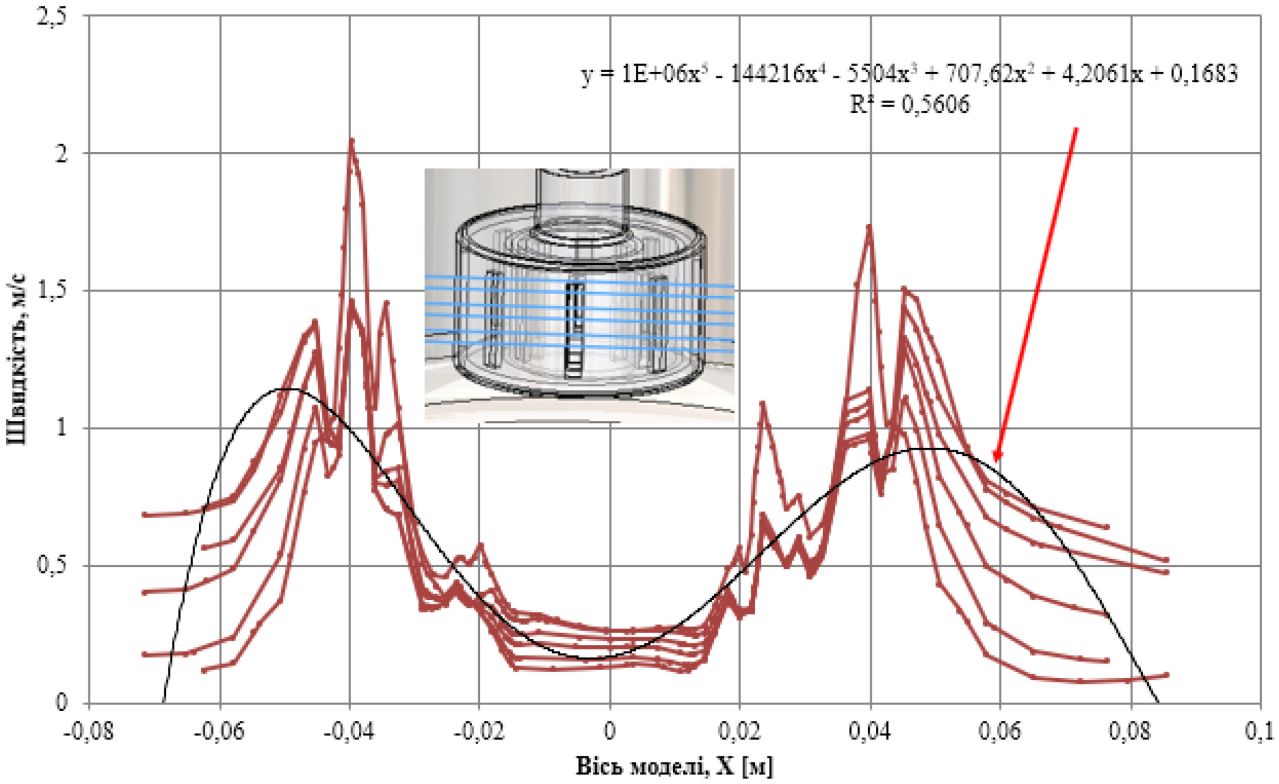


Рис. 4.8 Моделювання процесу перемішування

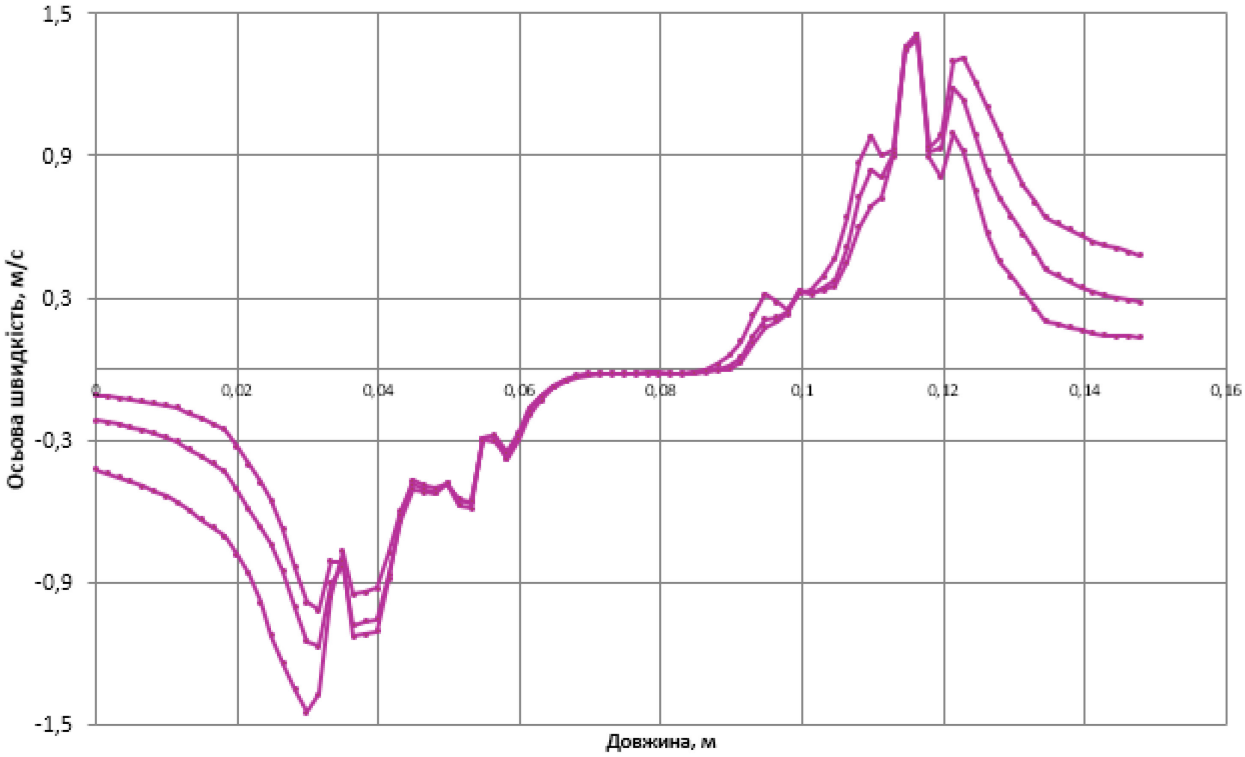
Провівши імітаційне моделювання процесу перемішування системи за допомогою роторного робочого органу, маємо можливість побудувати графічні залежності, що описують основні гідродинамічні параметри які описують процес що досліджується.

Результати наведені на наступних графіках.

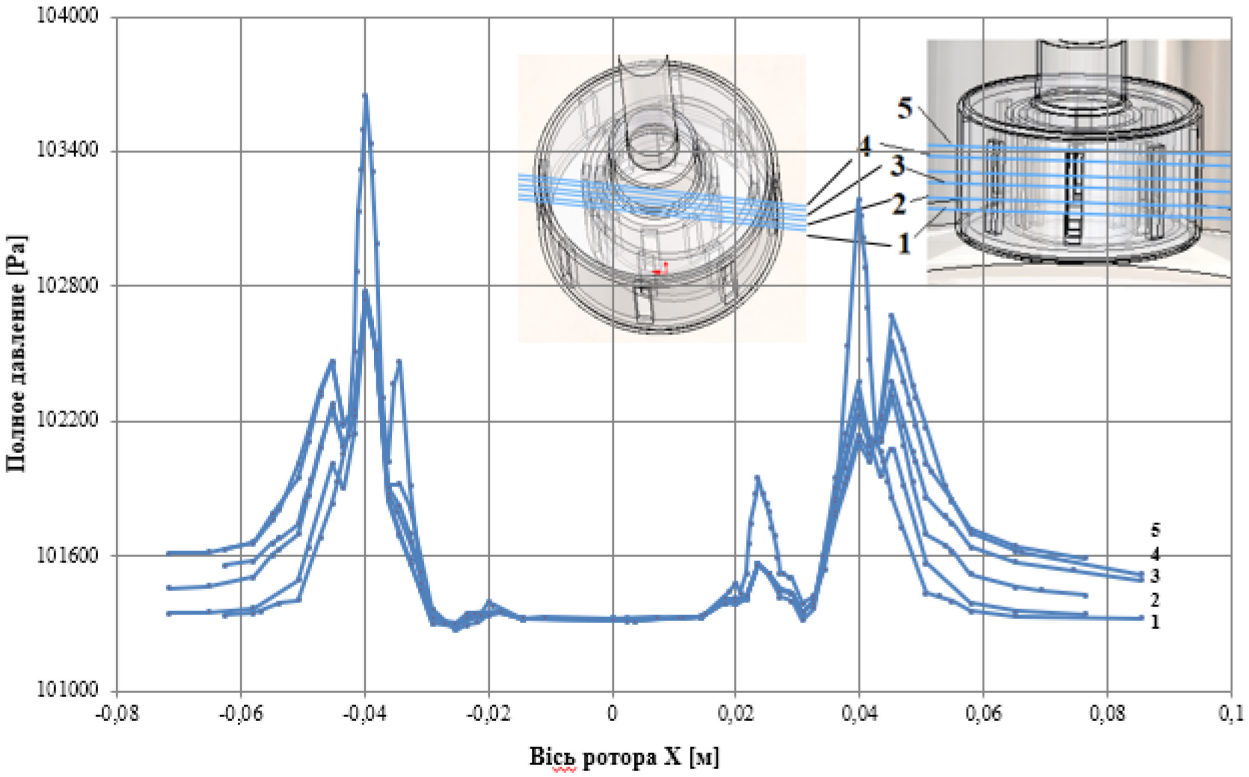
Зміна швидкості по висоті ротора у площині *xy*



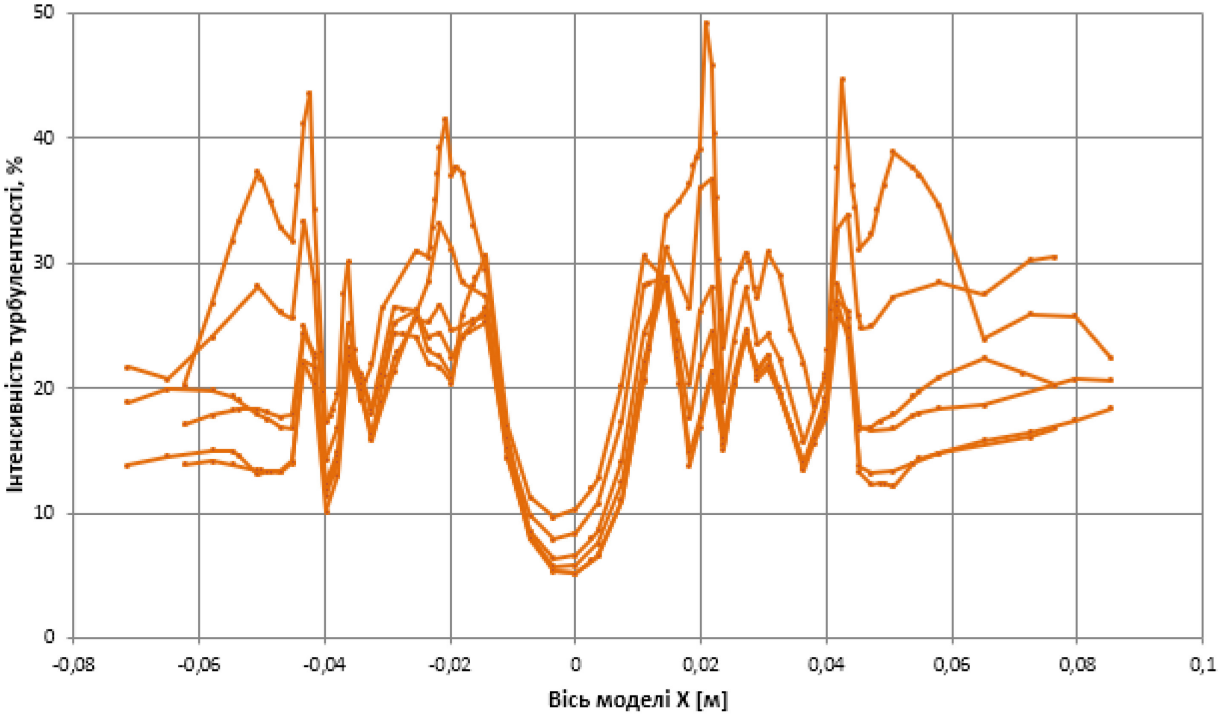
Осьова швидкість



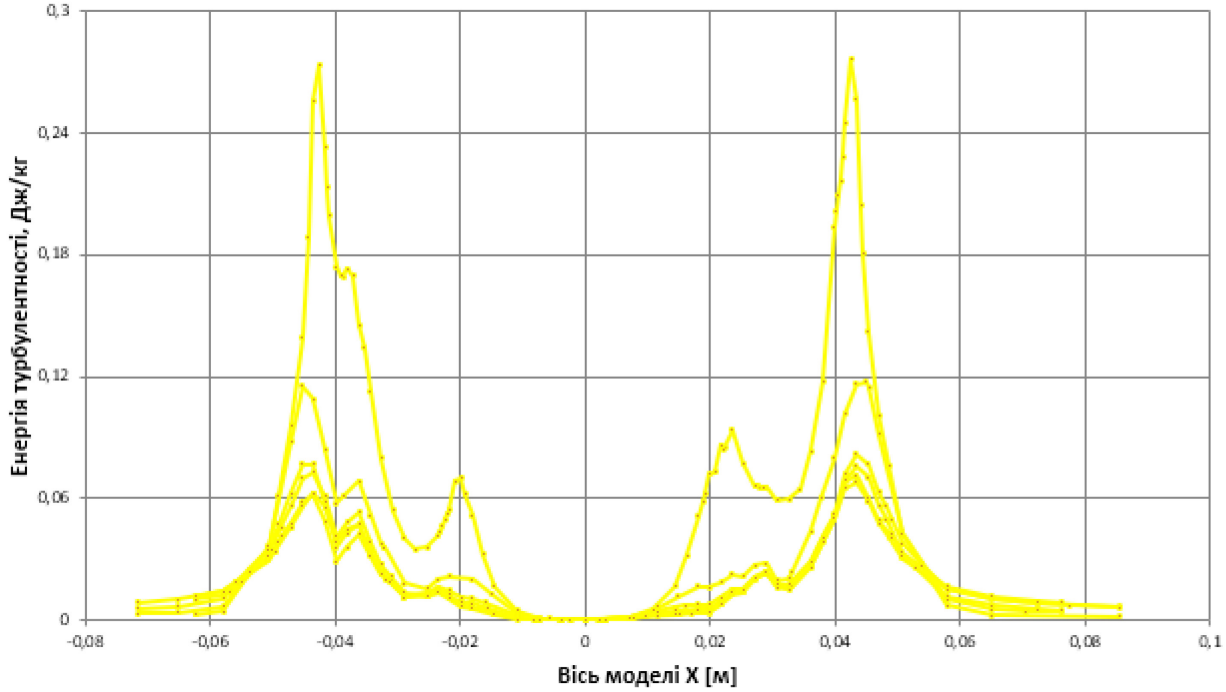
Зміна тиску по висоті ротора



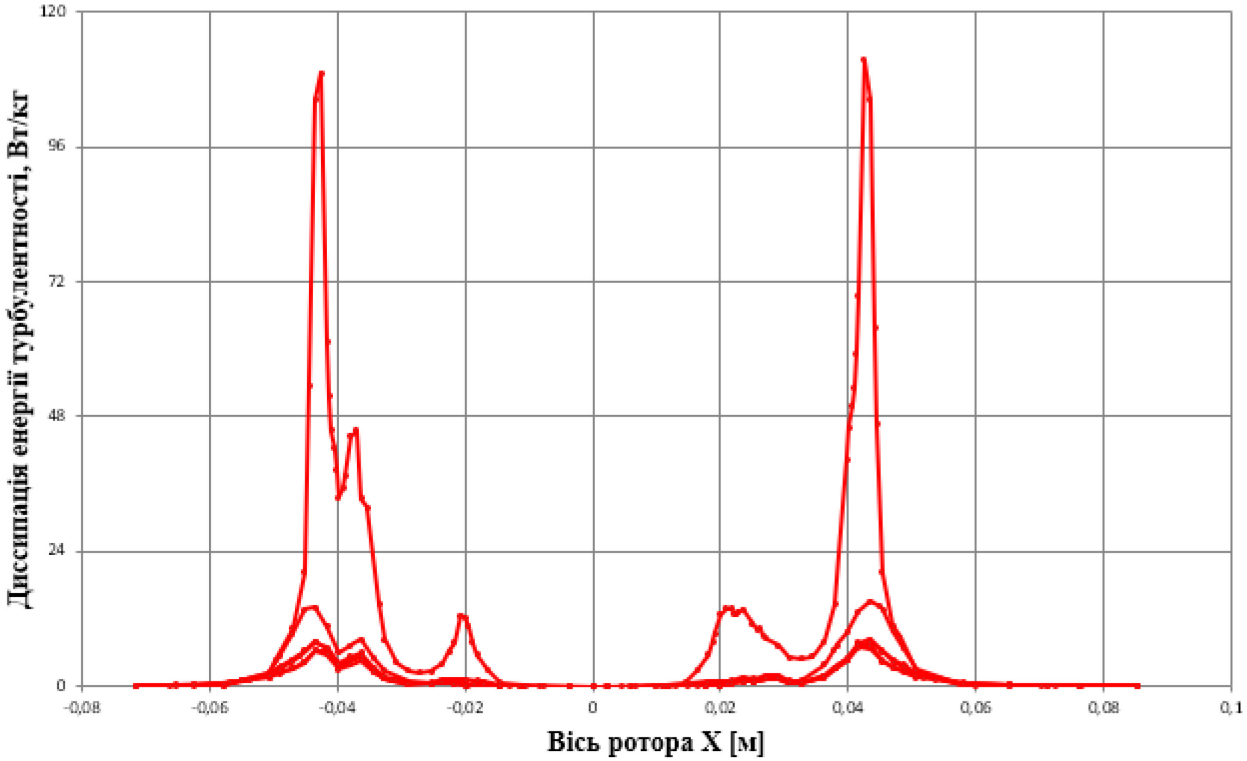
Інтенсивність турбулентності

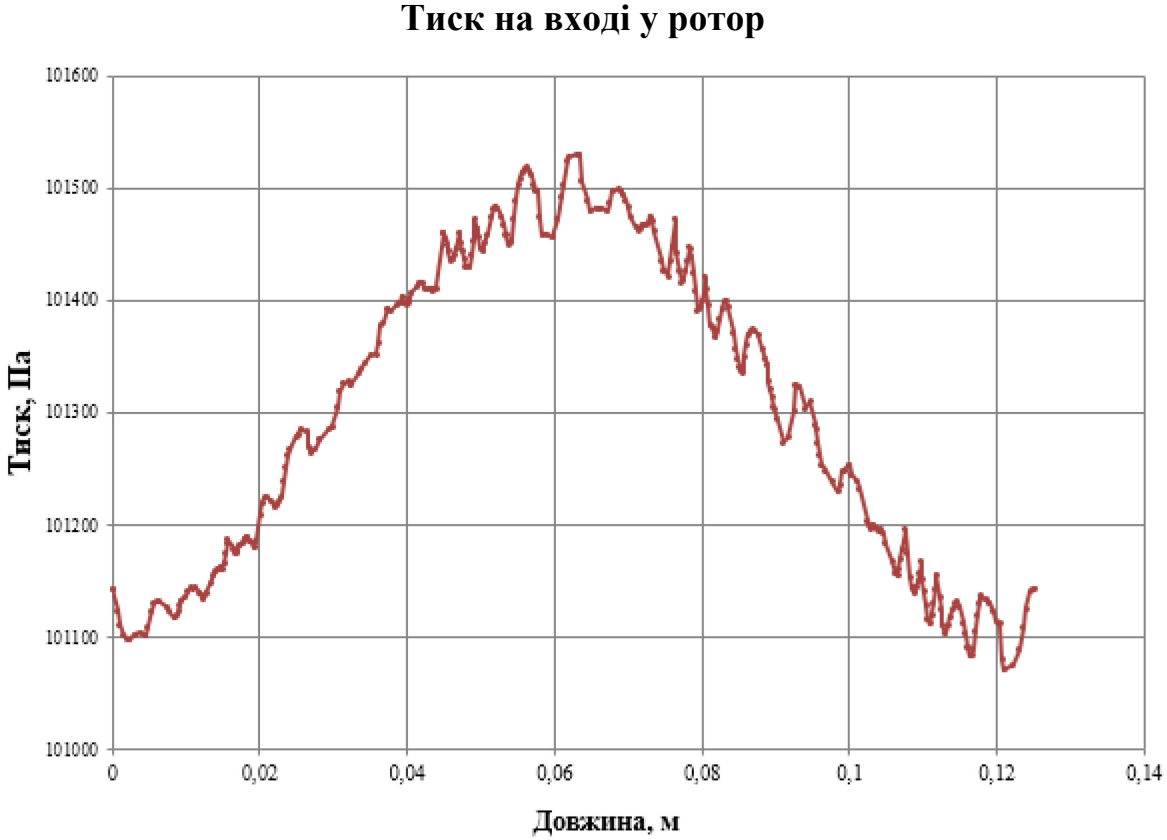


Енергія турбулентності



Дисипація енергії турбулентності





Висновки

Дослідження за допомогою комп'ютерного моделювання дозволили візуально встановити певні закономірності руху рідини в залежності від конструкції перемішуючого пристрою.

При порівнянні руху рідини з різними перемішуючими пристроями можемо побачити суттєву перевагу модернізованого, як по зменшенню застійних зон , так і по зменшенню часу для повної гомогенізації середовища.

Так для модернізованого перемішуючого пристрою час перемішування складає (40 с);а для стандартного (160).

В свою чергу це може нам дати інформацію про те(що за однаковий проміжок часу роботи перемішуючих пристроїв гомогенізація середовища в біореакторі з модернізованим перемішуючим пристроєм суттєво більше, ніж при використанні стандартного рішення.

5. Розрахункова частина

Метою розрахунку є визначення часу перемішування та потужності при правильному виборі перемішуючого пристрою.

Вихідні дані:

Розчин - $CaC1_2$.

Номінальний об'єм апарату $V_н$ =9,6 м^3.

Змішувач обладнаний перемішуючим пристроєм та рубашкою.

Температура робочого середовища в змішувачі змінюється від 20^{0}С до 100^{0}С.

Нагрівання робочого розчину в змішувачі здійснюється шляхом подачі пари в сорочку з температурою $\theta_п$=130^{0}С.

Ступінь заповнення апарата φ = 0,5.

5.1 Вибір перемішуючого пристрою

Так як в'язкість даного розчину дорівнює 5,12·10^{-4} Па·с, то для перемішування та розчинення кристалічних речовин найкраще обрати роторну мішалку [12].

Стандартні параметри роторної мішалки:

$$\frac{D}{d_M} = 1{,}4 \div 1{,}7 ,$$

де d_M - діаметр мішалки.

Приймаємо співвідношення $\frac{D}{d_M} = 1{,}4$, тоді діаметр роторної мішалки дорівнює:

$$d_M = \frac{2200}{1{,}4} = 1571{,}4 \text{ мм}$$

Відповідно до ряду діаметрів стандартизованих мішалок МН 5874 – 66 приймаємо остаточно d_M= 1600мм. Згідно МН 5874 – 66 приймаємо n= 0,66с$^{-1}$, де n – число обертів мішалки.

5.2 Розрахунок поверхні теплообміну $F_т$.

Повний об'єм апарату становить:

$$V = V_ц + 2V_д ,$$

де $V_ц$– об'єм циліндричної частини апарата;

$V_д$– об'єм днища.

Обираємо $V_д = 1{,}546$ м^3 за [6].

Об'єм циліндричної частини апарату становить:

$$V_ц = V - 2V_д = 16 - 2 \cdot 1{,}546 = 12{,}908 \text{ м}^3;$$

Знайдемо висоту циліндричної частини:

$$V_ц = \frac{\pi}{4} D^2 H_ц ;$$

$$H_ц = \frac{Vц}{0{,}785D^2} = \frac{12{,}908}{0{,}785*2{,}2^2} = 3{,}4 \text{ м.}$$

Площу поверхні теплообміну можна визначити за формулою

$$Fт = \pi D H_ц + F_д = (3{,}4 - 0{,}245) \cdot 3{,}14 \cdot 2{,}2 + 5{,}55 = 27{,}34 \text{ м}^2.$$

Тепловий розрахунок та визначення часу перемішування

Тепловий баланс

Теплоту для нагрівання розчину визначаємо за формулою:

$$\theta = G_2 C_\rho \Delta t$$

де G_2 - маса розчину в апараті;

C_ρ - теплоємність розчину, $C_\rho = 3648{,}741$ Дж/кг·К

Δt - відносна різниця температур, °С.

Маса розчину в апараті становить:

$$G_2 = \rho \cdot V \cdot \varphi = 1062{,}256 \cdot 0{,}6 \cdot 16 = 10197{,}65 \text{ кг}$$

Для визначення Δt розрахуємо $\Delta t_б$ та $\Delta t_м$:

$$\Delta t_б = t_{кон} - t_п = 130 - 20 = 110°C;$$

$$\Delta t_м = t_{кон} - t_к = 130 - 100 = 30°C;$$

де $t_{кон}$ - температура конденсації пари, $t_{кон} = 130°C$.

Якщо $\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м} > 2$, то $\Delta t_{сер} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_{бм}}{\log \frac{\Delta t_б}{\Delta t_{бм}}}$,

якщо $\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м} < 2$, то $\Delta t_{сер} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{2}$.

Оскільки, $\frac{\Delta t_б}{\Delta t_м} = \frac{110}{30}$ використовуємо першу формулу.

Визначаємо середній температурний напір:

$$\Delta t_{сер} = \frac{\Delta t_б - \Delta t_м}{\ln \frac{\Delta t_б}{\Delta t_м}} = \frac{110 - 30}{\ln \frac{110}{30}} = 61{,}57°C$$

Температура середовища становить:

$$t_{ср} = t_{кон} - \Delta t_{сер} = 130 - 61{,}57 = 68{,}43°C$$

Розраховуємо витрати теплоти на нагрівання розчину за формулою:

$$\theta = G_2 C_\rho \Delta t$$

$$\theta = G_2 C_\rho (t_2 - t_1) = 10197{,}65 \cdot 3648{,}741 \cdot 80 = 2976686{,}693 \text{ кДж}$$

Тепловитрата пари G_1, кг визначається за формулою:

$$G_1 = \frac{1{,}05 \cdot \theta}{r}$$

де r - питома теплота пароутворення, r = 2179 кДж

Звідси

$$G_1 = \frac{1{,}05 \cdot \theta}{r} = \frac{1{,}05 \cdot 2976686{,}693}{2179} = 1434 \text{ кг}$$

Для температури $t_{ср}$ методом апроксимування визначаємо фізико-хімічні властивості розчину [16]:

густина, $\rho = 1062{,}256$ кг/м^3;

питома теплоємність, C_ρ = 3648,741Дж/(кг К);

теплопровідність, λ = 0,6507 Вт/(м·К);

коефіцієнт динамічної в'язкості $\mu = 5{,}12 \cdot 10^{-4}$ Па·с.

Розрахунок коефіцієнта теплопередачі

Коефіцієнт тепловіддачі в апараті з мішалкою і рубашкою розраховується за формулою:

$$Nu = CRe^m Pr^{0{,}33} (\mu/\mu_{ст})^{0{,}14}$$

де $Nu = \alpha d_M/\lambda$;

$$Re = \rho n d_M^2/\mu;$$

n - частота обертання мішалки, $n = 0{,}66$ с$^{-1}$;

d_M - діаметр мішалки;

$\mu_{ст}$ – коефіцієнт динамічної в'язкості рідини при температурі стінки рубашки;

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини при середній температурі середовища.

Для апаратів з рубашкою С =0,4, m = 0,67.

Оскільки температура стінки зі сторони розчину$t_{ст.2}$, поки що не відома, приймемо множник $(\mu/\mu_{ст})^{0,14}$ рівним одиниці для потоків.

Розраховуємо коефіцієнт тепловіддачі від пари до стінки за формулою:

$$\alpha_1' = 2{,}04 \sqrt[4]{\frac{\lambda_p^3 \cdot \rho_p^2 \cdot r}{\mu_p \cdot H \cdot \Delta t}}$$

При цьому $\lambda_р$, $\mu_р, \rho_р$ приймаються при температурі плівки рідини $t_{пл}$, $°C$, r – при температурі насичення, Н – висота циліндричної частини апарату без рубашки.

Задаємося значенням $\Delta t = 2°C$, звідси:

$$t_{пл} = 0{,}5(t_{ст} + t_н)$$

$$t_{ст.1} = t_н - \Delta t = 130 - 2 = 128°C$$

$$t_{пл} = \frac{128 + 130}{2} = 129°C$$

Висота циліндричної частини корпусу без рубашки становить:

Н = 3,4 – 0,245 = 3,155м;

Визначимо фізико–хімічні властивості розчину методом апроксимації при 129 $°C$ з [16]:

густина: $\rho = 942{,}2$ кг/м^3;

теплопровідність: λ = 0,686 , Вт/(м·К);

коефіцієнт динамічної в'язкості: $\mu = 2{,}13 \cdot 10^{-4}$, Па · с;

питома теплота пароутворення при 130$°C$: $r = 2179 \cdot 10^3$, Дж/кг.

Визначаємо коефіцієнт тепловіддачі від пари до стінки, Вт/(м^2 · К):

$$\alpha_1' = 2{,}04\sqrt[4]{\frac{\lambda_p^3 \cdot \rho_p^2 \cdot r}{\mu_p \cdot H \cdot \Delta t}} = 2{,}04\sqrt[4]{\frac{0{,}686^3 \cdot 942{,}2^2 \cdot 2179000}{0{,}000213 \cdot 3{,}155 \cdot 2}} = 9471{,}23$$

Визначемо коефіцієнт тепловіддачі від стінки до розчину.

Критерій Прандтля для розчину при 68,43^{0}С:

$$Pr_2 = \frac{c_2\mu_2}{\lambda_2} = \frac{3648{,}741 \cdot 0{,}512 \cdot 10^{-3}}{0{,}6507} = 2{,}874.$$

Критерій Рейнольдса для розчину при 68,43^{0}С:

$$Re = \frac{\rho n d_M^2}{\mu} = \frac{1062{,}256 \cdot 0{,}66 \cdot 2{,}56}{5{,}12 \cdot 10^{-4}} = 3505{,}44 \cdot 10^3.$$

Критерій Нусельта для розчину:

$$Nu_2' = CRe^m Pr^{0{,}33} = 0{,}4 \cdot (3505{,}44 \cdot 10^3)^{0{,}67} \cdot (2{,}874)^{0{,}33} = 13750{,}4.$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до розчину Вт/(м^{2}К):

$$\alpha_2' = \frac{Nu\lambda_2}{d_M} = \frac{13750{,}4 \cdot 0{,}6507}{1{,}6} = 5592{,}1.$$

Термічний опір стінки і забруднень [17]:

$$\sum r_{ст} = \frac{1}{5800} + \frac{0{,}016}{17{,}5} + \frac{0{,}001}{1{,}163} = 1{,}9465 \cdot 10^{-3} \text{м}^2\text{К/Вт}.$$

Коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м^2 К):

$$K' = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{9471{,}23} + 1{,}9465 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{5592{,}1}} = 448{,}4.$$

Поверхнева густина теплового потоку, Вт/м^2:

$$q' = \text{К}'\Delta t_{ср} = 448{,}4 \cdot 61{,}57 = 27607{,}98.$$

Визначимо наближене значення $t'_{ст.2}$,

$$\Delta t_2' = \frac{q'}{\alpha_2'} = \frac{27607{,}98}{5592{,}1} = 4{,}94 \text{ К};$$

Звідси

$$\Delta t'_{\text{ст.2}} = t_1 + \Delta t_2' = 68{,}43 + 4{,}94 = 73{,}4^0\text{C}$$

Введемо поправку в коефіцієнт тепловіддачі, визначивши $(\mu/\mu_{ст})^{0,14}$ при $t_{\text{ст.2}} = 73{,}4\ °C$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_{ст}}\right)^{0,14} = \left(\frac{0{,}512 \cdot 10^{-3}}{0{,}4796 \cdot 10^{-3}}\right)^{0,14} = 1{,}009$$

Критерій Нуссельта для розчину:

$$Nu_2 = CRe^m Pr^{0,33}\left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}}\right)^{0,14} = 13750{,}4 \cdot 1{,}009 = 13874{,}15$$

Коефіцієнт тепловіддачі для розчину, Вт/(м^{2}К):

$$\alpha_2 = \frac{Nu\lambda_2}{d_M} = \frac{13874{,}15 \cdot 0{,}6507}{1{,}6} = 5642{,}44$$

Виправлені значння для К, q, $t_{\text{ст.2}}$:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum r_{ст} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{9471{,}23} + 1{,}9465 \cdot 10^{-3} + \frac{1}{5642{,}44}} = 448{,}57 \text{ Вт/(м}^2 \text{ К)}$$

$$q = K \cdot \Delta t_{\text{ср}} = 448{,}57 \cdot 61{,}57 = 27618{,}45 \text{ Вт/м}^2$$

$$t_{\text{ст.2}} = t_2 + \frac{q}{\alpha_2} = 68{,}43 + \frac{27618{,}45}{5642{,}44} = 73{,}3°C$$

Подальше уточнення α_2 та інших величин не потрібне, оскільки розходження міжα_2 і α_2' та іншими не перевищує 5%

Отже, час, що затрачається на перемішування і нагрівання становить:

$$\tau = \frac{\theta}{KF\Delta t_{ср}} = \frac{2976686693}{448{,}57 \cdot 27{,}34 \cdot 61{,}57} = 65{,}7 \text{ хв}$$

5.3 Розрахунок потужності

Потужність N_M , що використовується перемішуючим пристроєм власне на перемішування, визначається за формулою

$$N_M = K_N \rho_p n^3 d_M^5 ,$$

де d_M – діаметр мішалки в м;

ρ_p - густина середовища в кг/м^3;

n – частота обертання мішалки в об/сек;

K_N - критерій потужності.

Величина K_N залежить від центробіжного критерію $Re_ц$, відношення $\frac{D_в}{d_M}$, типу перемішуючого пристрою і конструктивних особливостей аппарату. Для $Re_ц = 3505{,}44 \cdot 10^3$ з рисунку 5.4 [6] $K_N = 0{,}17$.

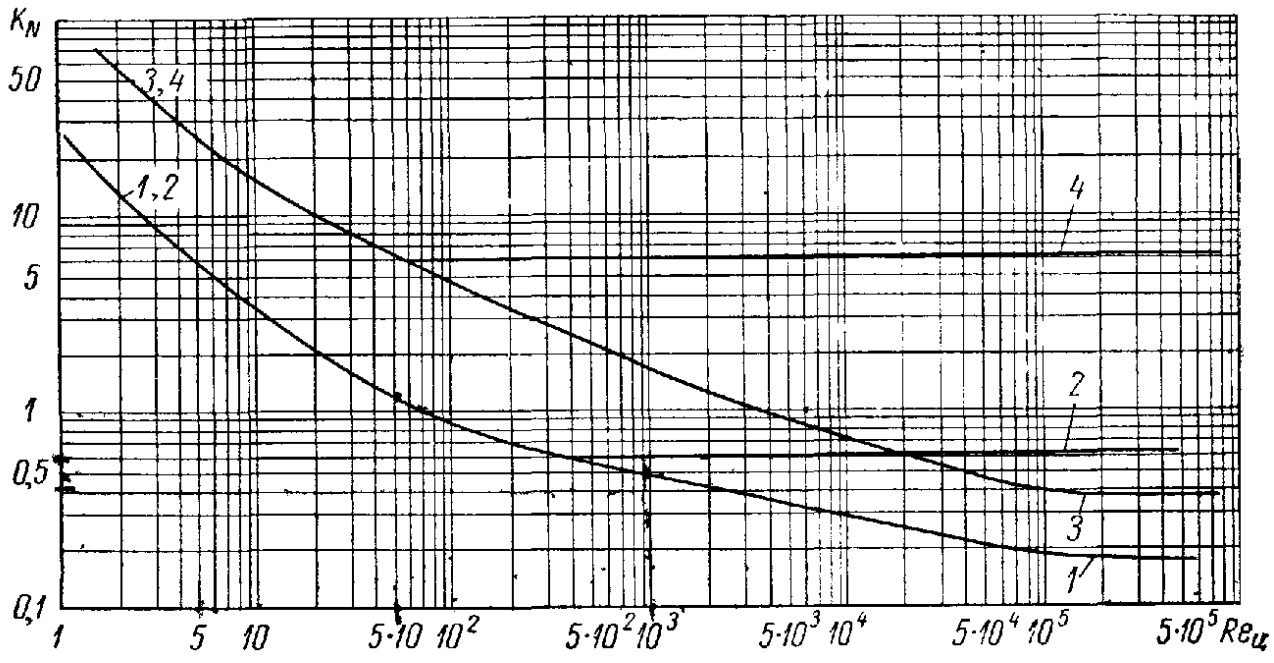


Рисунок 5.4. Графіки для визначення критерію потужності K_N для лопатевих (тип 1) та листових (тип 2) перемішуючих пристроїв.

Потужність становить:

$$N_M = 0{,}17 \cdot 1062{,}256 \cdot 0{,}66^3 \cdot 1{,}6^5 = 544{,}39$$

Якщо висота рідини більша внутрішнього діаметра апарата $\mathrm{H_р} > D_\mathrm{в}$, то необхідна потужність на перемішування береться з коефіцієнтом K_H, величина якого визначається за формулою:

$$\mathrm{К_Н} = \left(\frac{\mathrm{H_р}}{D_\mathrm{в}}\right)^{0{,}5}$$

Визначимо рівень рідини в апараті:

Номінальний об'єм становить: $V_2 = \varphi \cdot V = 0{,}6 \cdot 16 = 9{,}6$ м^3

Об'єм днища становить $V_\mathrm{д} = 1{,}546$ м^3 , висота днища $h_\mathrm{в} = 0{,}55$ [6].

Номінальний об'єм апарату без об'єму еліптичного днища:

$$V_\mathrm{ц} = 9{,}6 - 1{,}546 = 8{,}054 \text{ м}^3$$

Знайдемо висоту циліндричної частини апарату, заповненої рідиною:

$$\mathrm{H_ц} = \frac{4V}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 8{,}054}{3{,}14 \cdot 2{,}2^2} = 2{,}12 \text{ м;}$$

$$\mathrm{H_р} = \mathrm{H_ц} + h_\mathrm{в} = 2{,}12 + 0{,}55 = 2{,}67 \text{ м;}$$

Звідси:

$$\mathrm{К_Н} = \left(\frac{\mathrm{H_ж}}{D_\mathrm{в}}\right)^{0{,}5} = \left(\frac{2{,}67}{2{,}2}\right)^{0{,}5} = 1{,}1016$$

Кінцева розрахункова потужність, що необхідна для перемішування:

$$N'_M = K_H N_M = 1{,}1016 \cdot 544{,}39 = 599{,}7\text{Вт.}$$

Розрахуємо пускову потужність:

$$N_\mathrm{п} = 2 \cdot N_M = 2 \cdot 599{,}7 = 1200\text{Вт.}$$

Потужність, яку необхідно передати від електродвигуна:

$$N_\mathrm{e} = \frac{N'_M}{\eta} = \frac{1200}{0{,}75} = 1600 \text{ Вт}$$

Для цієї значення згідно МН 5858-66 обираємо тип еклектродвигуна мотор – редуктор 11.

Розрахунок ферментатора на механічну міцність

Після кожного циклу вирощування культури ферментатор миють і стерилізують відкритим паром під надлишковим тиском $p = 0{,}4\text{МПа}$ ($t_{\text{нас}} = 142,9^0C$). У зв'язку з цим його елементи розраховують на механічну міцність згідно нормам Держгортехнагляду. Матеріал ферментатора Ст 3 (ГОСТ 380-60).

Визначимо товщину стінки S циліндричної обічайки:

$$S_{\text{Ц}} = \frac{p \cdot D_{\text{вн}}}{230 \cdot \phi \cdot \sigma_{\text{доп}} - \text{р}} + \text{С} = \frac{4 \cdot 4560}{230 \cdot 0{,}9 \cdot 11{,}7 - 4} + 3 = 7{,}54\text{мм} = 0{,}00754\text{м}$$

Для отримання міцного зварного шва на стику з днищем з товщиною стінки 12мм приймаємо $S_{\text{Ц}} = 10\text{мм}$.

Гідравлічне випробування ферментатора згідно норм Держгортехнагляду повинно виконуватись при тиску:

$$p_{\text{Г}} = \text{р}_{\text{р}} + 2 = 4 + 2 = 6\ {}^{\text{кГ}}/_{\text{см}^2} \text{ або } p_{\text{Г}} = 6 \cdot 0{,}0981 = 0{,}5886\text{МПа}$$

До цього тиску додається гідростатичний тиск стовпця рідини, що знаходиться в апараті при випробуванні.

Гідравлічний тиск, що випробовується при висоті стовпця рідини $H_{\text{Ж}} = 6{,}2\text{м}$.

$$p_{и} = p_{\text{Г}} + \text{р}_{\text{Ж}} = 5 + 0{,}62 = 5{,}62\ {}^{\text{кГ}}/_{\text{см}^2} \text{ або } \text{р}_{\text{и}} = 6{,}62 \cdot 0{,}0981 = 0{,}649\text{МПа}$$

Гідростатичний тиск стовпця рідини:

$$\text{р}_{\text{Ж}} = 0{,}1 \cdot \text{Н}_{\text{Ж}} = 0{,}1 \cdot 6{,}2 = 0{,}62\ {}^{\text{кГ}}/_{\text{см}^2} = 0{,}061\text{МПа}$$

Допустиме напруження матеріалу при гідравлічному випробуванні посудини повинно задовольняти умову:

$$\sigma = \frac{[4{,}56+(0{,}01-0{,}003)]\cdot 0{,}649}{2\cdot(0{,}01-0{,}003)\cdot 0{,}9} = 35{,}53\text{МПа},$$

що менше $\frac{196{,}2}{1{,}2} = 163{,}5\text{МПа} > 35{,}53\text{МПа}$

З цього виходить, що міцність стінки ферментатора при гідравлічному випробуванні не порушується.

Визначимо товщину стінки еліптичних днищ:

$$S_{\text{Ц}} = \frac{4{,}560 \cdot 0{,}4}{4 \cdot 0{,}087 \cdot 115 \cdot 1 - 0{,}4} \cdot \frac{4{,}560}{2 \cdot 1{,}14} + 0{,}005 = 9{,}7\text{мм} = 0{,}0097\text{м}$$

Безрозмірний коефіцієнт, який враховує послаблення днища отвором найбільшого діаметра:

$$\text{К} = 1 - \frac{d}{D_{\text{вн}}} = 1 - \frac{400}{4560} = 0{,}087$$

де d –діаметр лаза в днищі; d=400мм.

Згідно ГОСТ 6533-53 еліптичні днища з внутрішнім діаметром $D_{\text{вн}} = 4560\text{мм}$ прийняті з мінімальною товщиною стінки 12мм. У зв'язку з цим приймаємо товщину стінки днища $S_{\text{дн}} = 12\text{мм}$. Товщину циліндричної стінки $S_{\text{Ц}}$ ферментатора остаточно приймаємо з урахуванням забезпечення жорсткості конструкції $S_{\text{Ц}} = 10\text{мм}$.

В днищах і циліндричній частині ферментатора є отвори які не укріплюють накладками, відбортовкою і т.д.

Максимально допустимий діаметр неукріпленого отвору в циліндричній частині не повинен перевищувати розмірів:

$$d_{\text{Ц}} = 8{,}1 \cdot \sqrt[3]{D_{\text{вн}} \cdot (S_{\text{Ц}} - C_{\text{Ц}})(1-K)} = 8{,}1 \cdot \sqrt[3]{4560(10-3)(1-0{,}242)}$$
$$= 234{,}3\text{мм}$$

Визначимо коефіцієнт К:

$$К = \frac{D_{вн} \cdot p}{(230 \cdot \sigma_{доп} - p)(S_Ц - C_Ц)} = \frac{4560 \cdot 0{,}4}{(230 \cdot 11{,}7 - 0{,}4)(10 - 3)} = 0{,}242$$

де $C_Ц$ - надбавка до розрахункової стінки апарата; $C_Ц = 3мм$.

в циліндричному корпусі розрахункового апарата всі отвори мають діаметр менший 174мм; з цього можемо зробити висновок, що такий діаметр отвору можна і не укріплювати. Визначимо найбільший допустимий діаметр не укріплюваних отворів в днищах:

$$d_{дн} = 0{,}95 \cdot D_{вн}(1 - K) = 0{,}95 \cdot 4560(1 - 0{,}1114) = 3849{,}42мм$$

Значення коефіцієнта $К_1$:

$$К_1 = \frac{p}{400 \cdot \sigma_{доп}} \cdot \left[\frac{D_{вн}}{(S_{дн} - C_{дн})} \cdot \frac{D_{вн}}{2 \cdot h_B} - 1\right] = \frac{0{,}4}{400 \cdot 11{,}7}\left[\frac{4560^2}{(12 - 5) \cdot 2 \cdot 1140} - 1\right] = 0{,}1114$$

Розрахунок корпуса ферментатора на зовнішній тиск

Для відводу тепла, що виділяється культурою при розвитку мікроорганізмів, в сорочку подають воду під тиском 0,0981МПа. Під тиском корпус може деформуватися. Зробимо перевірочний розрахунок корпуса ферментатора на витримку проти деформацій.

Робочий тиск води в сорочці $p = 0{,}0981МПа$ повинен бути менший критичного тиску p_{KP} при якому циліндрична форма посудини стає не стійкою і він деформується. Запас стійкості форми посудини для вертикальних циліндрів приймаємо чотирьохкратним. При робочому надлишковому тиску в сорочці $0{,}0981 \cdot p_{KP} = 0{,}0981 \cdot 4 = 0{,}3924\ {кГ}/{см^2}$.

Товщина стінки посудини, що піддається зовнішньому тиску:

$$S = r \cdot \sqrt[3]{\frac{p_{KP} \cdot 4 \cdot (1 - \mu^2)}{E}} = 229{,}2 \cdot \sqrt[3]{\frac{0{,}3924 \cdot 4 \cdot (1 - 0{,}3^2)}{21000000}} = 2см$$

де r – середній діаметр циліндра; $r = \frac{D_{вн}+2S}{2} = \frac{458,4}{2} = 229,2см;$

$\mu = 0.3$- коефіцієнт Пуассона

$E = 2,1МПа$- модуль пружності вуглецевої сталі.

Таким чином, прийнята товщина стінки S=1см не забезпечить стійкість форми, саме тому приймемо S=2см.

Розрахунок зовнішньої стінки сорочки ферментатора

Визначимо товщину сорочки ферментатора:

$$S = \frac{pD}{230 \cdot \sigma_{доп} \cdot \phi - p} + C = \frac{0,0981 \cdot 4610}{2,3 \cdot 115 \cdot 0,9 - 0,0981} + 3 = 1.9мм = 0,0019м$$

де D – внутрішній діаметр сорочки; D=4610мм.

Для забезпечення жорсткості конструкції приймаємо S=6мм.

Визначимо напруження на стінки сорочки при гідравлічному випробуванні. Пробний гідравлічний тиск для посудини, що працюють під надлишковим тиском до $0,49МПа$, $p_Г = 1,25 \cdot p_р$, але не менше $0,1962МПа$.

З урахуванням стовпця рідини розрахунковий тиск:

$$p_и = p_Г + p_Ж = 0,1962 + 0,32 = 0,2282МПа$$

Гідростатичний тиск стовпця рідини

$$p_Ж = 0,1 \cdot H_Ж = 0,1 \cdot 3,3 = 0,33\ {кГ}/{см^2} = 0,032МПа$$

де $H_Ж = 3,3м$- висота стовпця рідини.

Допустиме напруження при гідравлічному випробовуванні повинно задовольняти:

$$\sigma = \frac{[D_{вн} + (S - C)] \cdot p_и}{2(S - C) \cdot \phi} \leq \frac{\sigma_T}{1,2}$$

де S=0,6см – товщина стінки;

$\sigma_T = 235{,}44$МПа- межа текучості стали.

Підставимо числові значення:

$$\sigma = \frac{[4{,}61 + (0{,}006 - 0{,}003)] \cdot 0{,}2282}{2(0{,}006 - 0{,}003) \cdot 0{,}9} = 194{,}94\text{МПа}$$

Таким чином $\sigma < \frac{235{,}44}{1{,}2} = 196{,}2 > 194{,}94$МПа

Можемо зробити висновок, що гідравлічне випробування не призведе до порушення механічної стійкості стінок ферментатора.

Дозатор для піногасіння

При перемішуванні середовища в ферментатора в період розвитку в ньому мікроорганізмів у багатьох випадках утворюється піна і вона її з апарата. Для запобігання утворення піни в ферментатори вводять рідкі піногасники в кількості 0,8-1кг на 1м^3 середовища. Попередньо піногасники піддають тепловій стерилізації для запобігання занесення інфекції в середовище. Стерилізація і охолодження виконується в окремому апараті, з якого піногасник перепускають в збірник-дозатор.

Використовується також і прилади для механічного гасіння піни в ферментаторах.

При експлуатації установки для вирощування культур в роботі одночасно надходять два ферментатора з об'ємом V_p по 150м^3; витрати піногасника $b = 1\,^{\text{л}}/_{(\text{м}^3 \cdot \text{ч})}$. Піногасник підготовлюють один раз на добу.

Погодинна витрата масла на піногасіння при одночасній роботі двох ферментаторів

$$V_{M.\text{ч}} = \frac{2 \cdot V_p \cdot b}{24} = \frac{2 \cdot 150 \cdot 1}{24} = 12{,}5\,^{\text{л}}/_{\text{ч}}$$

Добова витрата масла для піногасіння

$$V_{М.Сут} = 24V_{М.Ч} = 24 \cdot 12{,}5 = 300л = 0{,}3\,{}^{м^3}/_{добу}$$

Повний об'єм дозатора для піногасника приймаємо з розрахунку вмісту в ньому добової необхідності при коефіцієнті заповнення 0,7:

$$V_Д = \frac{V_{М.Сут}}{0{,}7} = \frac{300}{0{,}7} = 428{,}6л$$

Для стерилізації масла приймаємо мірник стальний зі змійовиком об'ємом 429л (ГОСТ 8932-58).

Внутрішній діаметр дозатора $D_{вн} = 600мм$. Висота його Н=670мм. Днище сферичне. Кришка знімна.

Стерилізація масла виконується шляхом нагріву його від $t'_М = 15$ до $t''_М = 130^0C$ парою ($p = 0{,}4МПа$) через змійовик з трубок діаметром 55/51мм.

Кількість тепла, яка витрачається на стерилізацію добової необхідності піногасника (масла)

$$Q_М = 1{,}03\left[V_{М.Сут} \cdot \rho \cdot c(t''_М - t'_М)\right] = 1{,}03[0{,}3 \cdot 910 \cdot 2{,}093 \cdot (130 - 15)] = 67{,}681КДж$$

де ρ - щільність $\rho = 910\,{}^{кг}/_{м^3}$;

с – теплоємність масла с=2093 ${}^{дж}/_{(кг \cdot град)}$.

1,03 – коефіцієнт, що враховує втрати тепла стерилізатором в зовнішнє простір.

Витрата пари на стерилізацію масла:

$$G_П = \frac{Q_М}{(I_П - I_к)} = \frac{67681}{654{,}9 - 142{,}9} = 132{,}19кг$$

де $I_П$ - ентальпія насиченої пари; при $p = 0{,}4МПа$

$$I_П = 654{,}9\,{}^{ккал}/_{кг}$$

$I_К$ - ентальпія конденсату пари; при $p = 0{,}4МПа$

$$I_{\text{К}} = 142{,}9\ {}^{\text{ккал}}/_{\text{кг}}$$

Об'ємна витрати пара на стерилізацію

$$V_{\text{П}} = G_{\text{П}} V' = 132{,}19 \cdot 0{,}4718 = 62{,}37\text{м}^3$$

де V'- питомий об’єм пари: $p = 0{,}4\text{МПа}$ $V' = 0{,}4718\ {}^{\text{ккал}}/_{\text{кг}}$.

Коефіцієнт тепловіддачі віл пари що конденсується до стінки стального змійовика визначимо:

$$\alpha_1 = 0{,}725 \cdot \sqrt[4]{\frac{\lambda^3 \cdot \rho \cdot r \cdot g}{\nu \cdot d \cdot \Delta t_{\text{ср}}}} = 0{,}725 \cdot \sqrt[4]{\frac{2140 \cdot 10^3 \cdot 927{,}7 \cdot 0{,}685^3 \cdot 9{,}81}{0{,}215 \cdot 10^{-6} \cdot 0{,}051 \cdot 7{,}9}} =$$

$11886{,}93\ {}^{\text{Вт}}/_{(\text{м}^2 \cdot \text{град})}$де $\lambda = 0{,}685\ {}^{\text{Вт}}/_{(\text{м} \cdot \text{град})}$ - коефіцієнт теплопровідності конденсату пари.

При середній температурі плівки конденсату в змійовику

$$t_{\text{пл}} = \frac{t_{\text{ст}} + t_{\text{нас}}}{2} = \frac{135 + 142{,}9}{2} \approx 138^0 C$$

де $t_{\text{ст}}$ - температура стінки змійовика, на якій конденсується пара; приймаємо $t_{\text{ст}} = 135^0 C$;

$t_{\text{нас}}$ - температура конденсату граючої пари; при $p = 0{,}4\text{МПа}$ $t_{\text{нас}} = 142,9^0 C$

ρ - щільність плівки конденсату; при $t_{\text{пл}} = 138^0 C \rho = 927{,}7\ {}^{\text{кг}}/_{\text{м}^3}$.

μ - коефіцієнт динамічної в’язкості конденсату, при $t_{\text{пл}} = 138^0 C$ $\mu = 0{,}00002035\ {}^{\text{кГ} \cdot \text{сек}}/_{\text{м}^2} = 0{,}2035 \cdot 10^{-4} \cdot 9{,}81 = 0{,}1995 \cdot 10^{-3}\ {}^{(\text{Н} \cdot \text{сек})}/_{\text{м}^2}$

r – теплота конденсації пари; при $p = 0{,}4\text{МПа}$ $r = 2140\ {}^{\text{КДж}}/_{\text{кг}}$

d – внутрішній діаметр трубки змійовика, в якому конденсується пари; $d = 0{,}051\text{м}$

Δt - різниця температур конденсату і стінки, на якій конденсується пара: $\Delta t = 142{,}9 - 135 = 7{,}9\text{град}$

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0{,}1995 \cdot 10^{-3}}{927{,}7} = 0{,}215 \cdot 10^{-6}\ {}^{\text{м}^2}/_{\text{сек}}$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки змійовика до маслу:

$$\alpha_2 = \text{C} \cdot Re^n\, Pr^{0{,}4} = 0{,}715 \cdot 1471{,}71^{0{,}46} \cdot 30{,}6^{0{,}4} = 80{,}5\ {}^{\text{ккал}}/_{(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})} =$$

$$= 80{,}5 \cdot 1{,}163 = 93{,}62\ {}^{\text{Вт}}/_{(\text{м}^2 \cdot \text{град})}$$

де C і n – константи, які залежать от значення Re.

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \gamma}{\mu \cdot g} = \frac{0{,}075 \cdot 0{,}055 \cdot 910}{0{,}00026 \cdot 9{,}81} = 1471{,}71$$

де ω - швидкість руху нагріваємо масла в апараті; орієнтовно приймаємо $\omega = 0{,}075\ {}^{\text{м}}/_{\text{сек}}$;

d – зовнішній діаметр трубок змійовика; $d = 0{,}055$м

γ - удільна вага масла; при $t_{\text{ср}} = \frac{130+15}{2} = 72{,}5^0\text{C}$; $\gamma = 910\ {}^{\text{кГ}}/_{\text{м}^3}$

ρ - щільність $\rho = 910\ {}^{\text{кг}}/_{\text{м}^3}$;

μ - коефіцієнт динамічної в’язкості масла; при середній температурі $72{,}5^0\text{C}$ $\mu = 0{,}00026\ {}^{\text{кГ} \cdot \text{сек}}/_{\text{м}^2} = 0{,}00255\ {}^{(\text{Н} \cdot \text{сек})}/_{\text{м}^2}$

Критерій Прандтля :

$$Pr = \frac{3600 \cdot \mu \cdot c \cdot g}{\lambda} = \frac{3600 \cdot 0{,}00026 \cdot 0{,}5 \cdot 9{,}81}{0{,}15} = 30{,}6$$

де c – теплоємність масла; при $t_{\text{ср}} = 72{,}5^0\text{C}$, $c = 0{,}5\ {}^{\text{ккал}}/_{(\text{кг} \cdot \text{град})} = 2098\ {}^{\text{Дж}}/_{(\text{кг} \cdot \text{град})}$

λ - коефіцієнт теплопровідності масла; $\lambda = 0{,}1745\ {}^{\text{Вт}}/_{(\text{м} \cdot \text{град})}$

Коефіцієнт теплопередача от пара к маслу визначимо:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{S_{ст}}{\lambda_{ст}} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{11886{,}93} + \frac{0{,}002}{58{,}15} + \frac{1}{93{,}62}} = 92{,}59\,{}^{Вт}/_{(м^2 \cdot град)}$$

де λ - коефіцієнт теплопровідності стінки змійовика (сталі). $\lambda_{ст} = 58{,}15\,{}^{Вт}/_{(м \cdot град)}$.

Визначимо поверхня нагріву змійовика:

$$F = \frac{Q}{k \cdot \Delta t_{ср}} = \frac{37600}{55{,}9 \cdot 50} = 13{,}45м^2$$

де Q - кількість тепла, яка передається маслу від стінки змійовики при умові, що нагрів проводиться на протязі 0,5ч.

$$Q = \frac{67681}{0{,}5 \cdot 3600} = 37600КВт$$

Середня логарифмічна різниця температур

$$\Delta t_{ср} = \frac{(t_{нас} - t'_м) - (t_{нас} - t''_м)}{2{,}31\, lg\left(\frac{t_{нас} - t'_м}{t_{нас} - t''_м}\right)} = \frac{(142{,}9 - 15) - (142{,}9 - 130)}{2{,}31\, lg\left(\frac{142{,}9 - 15}{142{,}9 - 130}\right)} = 50град$$

При діаметрі змійовика $d = 0{,}055$м довжина труб змійовика

$$L = \frac{F}{\pi \cdot d} = \frac{13{,}45}{3{,}14 \cdot 0{,}055} = 77{,}88м$$

При діаметрі змійовика $D = 0{,}55$м число витків змійовика

$$n = \frac{L}{\pi \cdot D} = \frac{77{,}88}{3{,}14 \cdot 0{,}55} = 45 \text{ витка}$$

Приймаємо $n = 45$ витка. Тоді поверхня нагріву змійовика

$$F_З = \pi^2 dDn = 3{,}14 \cdot 0{,}055 \cdot 3{,}14 \cdot 0{,}55 \cdot 32 = 9{,}54м^2$$

Простерилізоване масло охолоджують на протязі 30 хвилин в самому стерилізаторі до 35^0C шляхом подачі в змійовик води. Кількість тепла яка відводиться водою, з урахуванням 3% втрат на тепловипромінювання.

$$Q' = \frac{100-3}{100} \cdot V_{\text{М.сут}} \cdot \rho \cdot \text{с} \cdot (t''_{\text{М}} - t_2) = 0{,}97 \cdot 0{,}05 \cdot 910 \cdot 2{,}093(130-35) = 8776\text{КДж}$$

Витрата води на охолодження масла:

$$G_B = \frac{Q'}{(t_2 - t_1)c} = \frac{8776}{(25-15) \cdot 4{,}186} = 210\text{кг}$$

де t_1 і t_2 - температура води при вході в змійовик і при виході із змійовика; $t_1 = 15$ і $t_2 = 25^0C$

Коефіцієнт тепловіддачі від масла до стінки змійовики α_1, що визначається по тій же формулі, що і коефіцієнт тепловіддачі від і коефіцієнт тепловіддачі від стінки змійовика до масла α_2:

$$\alpha_1 = C\, Re^n\, Pr^{0{,}4} = 0{,}715 \cdot 1471{,}71^{0{,}46} \cdot 30{,}6^{0{,}4} \cdot 1{,}163 = 93{,}62\ {}^{\text{Вт}}/_{(\text{м}^2 \cdot \text{град})}$$

Значення констант С і n приймаємо з таблиці 18 в залежності від значення Re:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \gamma}{\mu \cdot g} = \frac{0{,}075 \cdot 0{,}055 \cdot 910}{0{,}00026 \cdot 9{,}81} = 1471{,}71$$

де μ - коефіцієнт динамічної в’язкості масла; при середній температурі $72{,}5^0\text{С}$ $\mu = 0{,}00026\ {}^{\text{кГ} \cdot \text{сек}}/_{\text{м}^2}$

Критерій Прандтля:

$$Pr = \frac{3600 \cdot \mu \cdot c \cdot g}{\lambda} = \frac{3600 \cdot 0{,}00026 \cdot 0{,}5 \cdot 9{,}81}{0{,}15} = 30{,}6$$

Визначимо значення Re при русі охолоджувальної води в змійовику:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \gamma}{\mu \cdot g} = \frac{0{,}57 \cdot 0{,}051 \cdot 998}{0{,}000102 \cdot 9{,}81} = 29148{,}59$$

$2300 < Re < 10000$ згідно. Режим руху води в змійовику –турбулентний. Швидкість руху води в змійовику:

$$\omega = \frac{G_B}{\rho \cdot f \cdot 3600} = \frac{420}{998 \cdot 0{,}000204 \cdot 3600} = 0{,}57\,{}^{\text{м}}/_{\text{сек}}$$

де G_B - годинна витрата води для охолодження води: $G_B = 210 \cdot 2 = 420\,{}^{\text{кг}}/_{\text{год}}$

μ - динамічна в'язкість охолоджувальної води при середній температурі $200C$; $\mu = 0{,}000102\,{}^{\text{кГ} \cdot \text{сек}}/_{\text{м}^2}$

ρ - щільність води; при середній температурі $t_{\text{ср}} = \frac{25+15}{2} = 20^0\text{C}$ $\rho = 998\,{}^{\text{кг}}/_{\text{м}^3}$;

Поперечний переріз трубок змійовика при внутрішньому діаметрі трубки $d = 0{,}051\text{м}$

$$f = \frac{3{,}14 \cdot 0{,}051^2}{4} = 0{,}00204\text{м}^2$$

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки змійовика до охолоджувальної води для перехідного режиму руху:

$$Nu = K_0 \cdot Pr^{0{,}43}\left(\frac{Pr}{Pr_{CY}}\right)^{0{,}25^{0{,}43}}\left(\frac{7{,}07}{2{,}38}\right)^{0{,}25}$$

де K_0- коефіцієнт який враховує вплив на коефіцієнт тепловіддачі комплексу факторів; $K_0 = f(Re)$; приймаємо при Re=29148,6; $K_0 = 23{,}25$.

Критерій Прандтля охолоджувальної води при середній температурі 20^0C

$$Pr = \frac{3600 \cdot \mu \cdot c \cdot g}{\lambda} = \frac{3600 \cdot 0{,}000102 \cdot 1{,}004 \cdot 9{,}81}{0{,}515} = 7{,}07$$

де μ - динамічна в'язкість охолоджувальної води при середній температурі $200C$; $\mu = 0{,}000102\,{}^{\text{кГ} \cdot \text{сек}}/_{\text{м}^2}$

с – теплоємність води; при $t_{\text{ср}} = 20^0\text{C}$

λ - коефіцієнт теплопровідності води; при температурі $t_{\text{ср}} = 20^0\text{C}$ $\lambda = 0{,}515\,{}^{\text{ккал}}/_{(\text{м} \cdot \text{ч} \cdot \text{град})}$

Середня температура охолоджувального масла:

$$t_{\text{м.ср}} = \frac{130 + 35}{2} = 82,5^0\text{C}$$

Середня температура стінки змійовика зі сторони масла 75^0C. Температура стінки змійовика зі сторони охолоджувальної води:

$$\frac{d_2}{d_1} = \frac{55}{51} < 2$$

де d_1 і d_2 - зовнішній і внутрішній діаметр трубки змійовика; $d_1 = 55$ і $d_2 = 51$мм.

При цих умовах кривизна стінки має незначний вплив на тепловий потік і їм можна знехтувати.

Питомий тепловий потік через стінку змійовика:

$$q = \frac{2Q}{F} = \frac{2 \cdot 8776}{13,45} = 1305\ {}^{\text{Вт}}/_{\text{м}^2}$$

де Q – кількість тепла, що передається через поверхню.

F – поверхня змійовика, через яку передається тепло.

Так як питомий тепловий потік через стінку змійовика:

$$q = \frac{\lambda}{\delta}(t_1 - t_2)$$

то температура стінки зі сторони води:

$$t_2 = t_1 - \frac{q\delta}{\lambda} = 75 - \frac{1305 \cdot 0,002}{58,15} = 45^0C$$

де t_1 - температура стінки змійовика зі сторони масла.

δ - товщина стінки змійовика.

Значення критерія Прандтля для води при $t_2 = 45^0C$

$$Pr = \frac{3600 \cdot \mu \cdot c \cdot g}{\lambda} = \frac{3600 \cdot 0{,}0000389 \cdot 1{,}0065 \cdot 9{,}81}{0{,}577} = 2{,}38$$

З отриманого значення Nu визначимо коефіцієнт тепловіддачі від стінки до охолоджувальної води:

$$Nu = \frac{\alpha_2 d}{\lambda}$$

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda}{d} = \frac{70{,}6 \cdot 0{,}598}{0{,}051} = 827{,}82\ {}^{\text{Вт}}/_{(\text{м}^2 \cdot \text{град})}$$

Поправочний коефіцієнт, що уточнює вплив кривизни труби. По якій протікає охолоджувальна вода:

$$\varepsilon = 1 + 1{,}77 \cdot \frac{d}{R} = 1 + 1{,}77 \cdot \frac{0{,}055}{0{,}55} = 1{,}177$$

де d I R – зовнішній діаметр трубки змійовика і радіус змійовика по осьовій ліній.

З урахуванням поправки коефіцієнт тепловіддачі:

$$\alpha_2' = \varepsilon \cdot \alpha_2 = 1{,}177 \cdot 827{,}82 = 974{,}3\ {}^{\text{Вт}}/_{(\text{м}^2 \cdot \text{град})}$$

Потрібна поверхня для охолодження піногасника на протязі 0,5год

$$F = \frac{2Q}{k \cdot \Delta t_{\text{ср}}} = \frac{2 \cdot 2100}{54{,}5 \cdot 51} = 1{,}51\text{м}^2$$

Розрахункова поверхня змійовика, що забезпечує нагрівання масла, $2{,}05\text{м}^2$забезпечує також охолодження його на протязі 30хв.

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{93{,}62} + \frac{0{,}002}{50} + \frac{1}{827{,}82}} = 83{,}83\ {}^{\text{ккал}}/_{(\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{град})}$$

Середня логарифмічна різниця температур:

$$\Delta t_{\text{ср}} = \frac{(130 - 25) - (35 - 15)}{2{,}3\ lg\frac{130 - 25}{35 - 15}} = 51\text{град}$$

Розрахунок ферментатора на механічну міцність

Після кожного циклу вирощування культури ферментатор миють і стерилізують відкритим паром під надлишковим тиском $p = 0{,}4$МПа ($t_{\text{нас}} = 142,9^0C$). У зв'язку з цим його елементи розраховують на механічну міцність згідно нормам Держгортехнагляду. Матеріал ферментатора Ст 3 (ГОСТ 380-60).

Визначимо товщину стінки S циліндричної обічайки:

$$S_{\text{Ц}} = \frac{p \cdot D_{\text{вн}}}{230 \cdot \phi \cdot \sigma_{\text{доп}} - \text{р}} + \text{С} = \frac{4 \cdot 4560}{230 \cdot 0{,}9 \cdot 11{,}7 - 4} + 3 = 7{,}54\text{мм} = 0{,}00754\text{м}$$

Для отримання міцного зварного шва на стику з днищем з товщиною стінки 12мм приймаємо $S_{\text{Ц}} = 10$мм.

Гідравлічне випробування ферментатора згідно норм Держгортехнагляду повинно виконуватись при тиску:

$$p_{\text{Г}} = \text{р}_{\text{р}} + 2 = 4 + 2 = 6\ {}^{\text{кГ}}/_{\text{см}^2} \text{ або } p_{\text{Г}} = 6 \cdot 0{,}0981 = 0{,}5886\text{МПа}$$

До цього тиску додається гідростатичний тиск стовпця рідини, що знаходиться в апараті при випробуванні.

Гідравлічний тиск, що випробовується при висоті стовпця рідини $H_{\text{Ж}} = 6{,}2$м.

$$p_и = p_{\text{Г}} + \text{р}_{\text{Ж}} = 5 + 0{,}62 = 5{,}62\ {}^{\text{кГ}}/_{\text{см}^2} \text{ або } \text{р}_{\text{и}} = 6{,}62 \cdot 0{,}0981 = 0{,}649\text{МПа}$$

Гідростатичний тиск стовпця рідини:

$$\text{р}_{\text{Ж}} = 0{,}1 \cdot \text{Н}_{\text{Ж}} = 0{,}1 \cdot 6{,}2 = 0{,}62\ {}^{\text{кГ}}/_{\text{см}^2} = 0{,}061\text{МПа}$$

Допустиме напруження матеріалу при гідравлічному випробуванні посудини повинно задовольняти умову:

$$\sigma = \frac{[4{,}56+(0{,}01-0{,}003)]\cdot 0{,}649}{2\cdot(0{,}01-0{,}003)\cdot 0{,}9} = 35{,}53\text{МПа},$$

що менше $\frac{196,2}{1,2} = 163,5\text{МПа} > 35,53\text{МПа}$

З цього виходить, що міцність стінки ферментатора при гідравлічному випробуванні не порушується.

Визначимо товщину стінки еліптичних днищ:

$$S_{\text{Ц}} = \frac{4,560 \cdot 0,4}{4 \cdot 0,087 \cdot 115 \cdot 1 - 0,4} \cdot \frac{4,560}{2 \cdot 1,14} + 0,005 = 9,7\text{мм} = 0,0097\text{м}$$

Безрозмірний коефіцієнт, який враховує послаблення днища отвором найбільшого діаметра:

$$\text{К} = 1 - \frac{d}{D_{\text{вн}}} = 1 - \frac{400}{4560} = 0,087$$

де d –діаметр лаза в днищі; d=400мм.

Згідно ГОСТ 6533-53 еліптичні днища з внутрішнім діаметром $D_{\text{вн}} = 4560\text{мм}$ прийняті з мінімальною товщиною стінки 12мм. У зв'язку з цим приймаємо товщину стінки днища $S_{\text{дн}} = 12\text{мм}$. Товщину циліндричної стінки $S_{\text{Ц}}$ ферментатора остаточно приймаємо з урахуванням забезпечення жорсткості конструкції $S_{\text{Ц}} = 10\text{мм}$.

В днищах і циліндричній частині ферментатора є отвори які не укріплюють накладками, відбортовкою і т.д.

Максимально допустимий діаметр неукріпленого отвору в циліндричній частині не повинен перевищувати розмірів:

$$d_{\text{Ц}} = 8,1 \cdot \sqrt[3]{D_{\text{вн}} \cdot (S_{\text{Ц}} - C_{\text{Ц}})(1 - K)} = 8,1 \cdot \sqrt[3]{4560(10 - 3)(1 - 0,242)} = 234,3\text{мм}$$

Визначимо коефіцієнт К:

$$\text{К} = \frac{D_{\text{вн}} \cdot p}{(230 \cdot \sigma_{\text{доп}} - p)(S_{\text{Ц}} - C_{\text{Ц}})} = \frac{4560 \cdot 0,4}{(230 \cdot 11,7 - 0,4)(10 - 3)} = 0,242$$

де $C_{Ц}$ - надбавка до розрахункової стінки апарата; $C_{Ц} = 3мм$.

в циліндричному корпусі розрахункового апарата всі отвори мають діаметр менший 174мм; з цього можемо зробити висновок, що такий діаметр отвору можна і не укріплювати. Визначимо найбільший допустимий діаметр не укріплюваних отворів в днищах:

$$d_{дн} = 0{,}95 \cdot D_{вн}(1 - K) = 0{,}95 \cdot 4560(1 - 0{,}1114) = 3849{,}42мм$$

Значення коефіцієнта $К_1$:

$$К_1 = \frac{p}{400 \cdot \sigma_{доп}} \cdot \left[\frac{D_{вн}}{(S_{дн} - C_{дн})} \cdot \frac{D_{вн}}{2 \cdot h_B} - 1\right] = \frac{0{,}4}{400 \cdot 11{,}7}\left[\frac{4560^2}{(12-5) \cdot 2 \cdot 1140} - 1\right] = 0{,}1114$$

Розрахунок корпуса ферментатора на зовнішній тиск

Для відводу тепла, що виділяється культурою при розвитку мікроорганізмів, в сорочку подають воду під тиском 0,0981МПа. Під тиском корпус може деформуватися. Зробимо перевірочний розрахунок корпуса ферментатора на витримку проти деформацій.

Робочий тиск води в сорочці $p = 0{,}0981МПа$ повинен бути менший критичного тиску p_{KP} при якому циліндрична форма посудини стає не стійкою і він деформується. Запас стійкості форми посудини для вертикальних циліндрів приймаємо чотирьохкратним. При робочому надлишковому тиску в сорочці $0{,}0981 \cdot p_{KP} = 0{,}0981 \cdot 4 = 0{,}3924\ {кГ}/{см^2}$.

Товщина стінки посудини, що піддається зовнішньому тиску:

$$S = r \cdot \sqrt[3]{\frac{p_{KP} \cdot 4 \cdot (1 - \mu^2)}{E}} = 229{,}2 \cdot \sqrt[3]{\frac{0{,}3924 \cdot 4 \cdot (1 - 0{,}3^2)}{21000000}} = 2см$$

де r – середній діаметр циліндра; $r = \frac{D_{вн}+2S}{2} = \frac{458{,}4}{2} = 229{,}2см$;

$\mu = 0.3$- коефіцієнт Пуассона

$E = 2{,}1$МПа- модуль пружності вуглецевої сталі.

Таким чином, прийнята товщина стінки S=1см не забезпечить стійкість форми, саме тому приймемо S=2см.

Розрахунок зовнішньої стінки сорочки ферментатора

Визначимо товщину сорочки ферментатора:

$$S = \frac{pD}{230 \cdot \sigma_{\text{доп}} \cdot \phi - \text{р}} + \text{С} = \frac{0{,}0981 \cdot 4610}{2{,}3 \cdot 115 \cdot 0{,}9 - 0{,}0981} + 3 = 1.9\text{мм} = 0{,}0019\text{м}$$

де D – внутрішній діаметр сорочки; D=4610мм.

Для забезпечення жорсткості конструкції приймаємо S=6мм.

Визначимо напруження на стінки сорочки при гідравлічному випробуванні. Пробний гідравлічний тиск для посудини, що працюють під надлишковим тиском до $0{,}49$МПа, $p_{\text{Г}} = 1{,}25 \cdot \text{р}_{\text{р}}$, але не менше $0{,}1962$МПа.

З урахуванням стовпця рідини розрахунковий тиск:

$$p_u = p_{\text{Г}} + \text{р}_{\text{Ж}} = 0{,}1962 + 0{,}32 = 0{,}2282\text{МПа}$$

Гідростатичний тиск стовпця рідини

$$\text{р}_{\text{Ж}} = 0{,}1 \cdot \text{Н}_{\text{Ж}} = 0{,}1 \cdot 3{,}3 = 0{,}33\ {}^{\text{кГ}}/_{\text{см}^2} = 0{,}032\text{МПа}$$

де $H_{\text{Ж}} = 3{,}3$м- висота стовпця рідини.

Допустиме напруження при гідравлічному випробовуванні повинно задовольняти:

$$\sigma = \frac{[D_{\text{вн}} + (S - C)] \cdot p_u}{2(S - C) \cdot \phi} \leq \frac{\sigma_T}{1{,}2}$$

де S=0,06 см – товщина стінки;

$\sigma_T = 235{,}44$МПа- межа текучості стали.

Підставимо числові значення:

$$\sigma = \frac{[4{,}61 + (0{,}006 - 0{,}003)] \cdot 0{,}2282}{2(0{,}006 - 0{,}003) \cdot 0{,}9} = 194{,}94\text{МПа}$$

Таким чином $\sigma < \frac{235{,}44}{1{,}2} = 196{,}2 > 194{,}94\text{МПа}$

Можемо зробити висновок, що гідравлічне випробування не призведе до порушення механічної стійкості стінок ферментатора.

Висновок:

З огляду на час перемішування, можна зробити висновок, що даний процес не є досить ефективним. Для інтенсифікації процесу потрібно змінити діаметр перемішуючого пристрою, або збільшити кількість обертів.

6. Рекомендації з ремонту, монтажу та експлуатації перемішувача

Монтаж обладнання на переробних підприємствах, тобто установлення виробу чи його складових частин на місці застосування, провадять під час будівництва нових об’єктів, а також під час реконструкції і ремонту діючих. В останніх двох випадках монтажу передує демонтаж, який провадять зазвичай у зворотній послідовності.

Монтажні роботи під час будівництва великих об’єктів виконують спеціалізованими монтажними організаціями. На об’єкті працюють також інші спеціалізовані організації, які виконують будівельні, сантехнічні та електромонтажні роботи, роботи з хімічного захисту обладнання, монтажу контрольно-вимірювальних приладів і засобів автоматизації тощо.

Дії усіх організацій, які беруть участь у спорудженні об’єкта, координує одна з них, яку називають *генеральним підрядчиком* (зазвичай це будівельна організація). Інші організації, яких залучають до спорудження об’єкта, називають *субпідрядними організаціями*; вони укладають з генеральним підрядчиком договори на виконання відповідного обсягу роботи.

Виробничі підрозділи кожної організації виконують такі види робіт:

такелажні (навантажування, розвантажування, переміщення і встановлення обладнання в проектне положення); слюсарно-монтажні (складання обладнання, передусім технологічного); механоскладальні (монтаж і налагодження насосів, компресорів, вентиляторів тощо); монтаж металоконструкцій (складання сходів, площадок для обслуговування тощо);

зварювання, прокладання трубопроводів та деякі інші роботи.

Розрізняють три методи монтажу обладнання:

- індустріальний метод
- метод монтажу збільшуваними блоками
- метод монтажу за місцем

Згідно наших потреб обираємо *метод монтажу за місцем*, він полягає у тому, що обладнання складають на місці його установлення з окремих вузлів і

деталей. Цим методом користуються під час монтажу конвеєрів, елеваторів, транспортерів, обладнання після капітального ремонту.

Метод потребує багато часу і кваліфікованих монтажників.

Незалежно від методу монтажу до його початку мають бути виконані роботи нульового циклу: підготовлені тимчасові під'їзди і проїзди; виготовлені фундаменти; монтажні майданчики покриті збірними залізобетонними плитами, забезпечені водопроводом, каналізацією, електрикою; підготовлені виробничі, адміністративно-побутові і санітарні приміщення; обладнано інструментальні комори й ремонтні майстерні, а також майданчик збільшуваного складання і зберігання обладнання; здійснені заходи з техніки безпеки, охорони праці, протипожежної безпеки і промислової санітарії.

Одним з основних показників якості обладнання хімічних виробництв є його *надійність* , тобто властивість об'єкта зберігати у часі в установлених межах значення усіх параметрів, які характеризують здатність виконувати потрібні функції в заданих режимах та умовах застосування, технічного обслуговування, зберігання і транспортування (ДСТУ 2860-94).

Надійність є комплексною властивістю, що залежно від призначення об'єкта і умов його застосування може містити в собі безвідмовність, довговічність, ремонтопридатність та збережуваність чи певні поєднання цих властивостей, а термін «надійність» використовують лише для загального некількісного опису вказаних властивостей.

Обладнання, поверхні якого контактують з рухомим відносно них рідким, газоподібним або твердим середовищем, є най розповсюдженішим у хімічній промисловості. Такий контакт пов'язаний зі зношуванням деталей і складанних одиниць і є однією з основних причин виникнення поступових відмов обладнання.

На зношення впливають такі фактори: тиск на поверхні тертя; температура поверхні тертя; твердість поверхні тертя; структура поверхні тертя (дрібнозерниста структура підвищує зносостійкість); форма, розміри і напрямок мікронерівностей на поверхні тертя; швидкість ковзання, тобто різниця між

швидкостями тіл в точках їх дотику в умовах ковзання; наявність, властивості мастильного матеріалу і умови мащення; форма і розміри зазору між відповідними поверхнями тертя; матеріали поверхонь тертя; наявність вібрації, динамічних навантажень, втоми матеріалів поверхонь тертя [23].

Згідно до вищесказаного можна зробити висновок, що при роботі з обладнанням хімічної промисловості потрібен постійний контроль, ретельні перевірки та регулярні планові ремонти для забезпечення нормальної роботи спорядження та всього підприємства відповідно.

6.1 Монтаж ферментеру

Нижні чи підвісні опори служать для установки апарата на фундамент чи на спеціальну конструкцію, що несе або перекриття між поверхами.

Пристрої, що перемішують, а також внутрішні пристрої можуть бути виготовлені з вуглецевих сталей з наступним емалюванням чи зі сталей 12Х18Н10Т; 10Х17Н13М2Т; 10Х17Н13МЗ, корозійностійкого сплаву ХН65М13 або фторопласта-4.По прибуттю емалевого апарату до місця призначення протягом 10 днів перевіряється комплектність і цілісність виробу і склоемалевого покриття.Стропування, транспортування частин, що поступили до місця монтажу чи проміжного збереження роблять по схемах, приведених у паспорті, підйомно-розвантажувальні роботи проводять плавно без різких поштовхів і ударів.

Консистентні мастила видаляють бязевою тканиною, змоченою уайт-спіритом чи бензином, а потім сухою бяззю.

В хімічній промисловості в апаратах з перемішуючими пристроями використовуються мотори-редуктори марок МР1-315, МР1-500 та МПО-1, МПО-2, МПО 2М-10 та МЛО 2М-15, які складаються з блоку електродвигуна та планетарного редуктора. В залежності від місця установки, його розташування на монтажній площадці чи в цеху попередньо готується фундамент (для апарата з нижніми опорами), або металеві конструкції, що несуть (для апаратів з боковими опорами).

Установку апарата на фундамент, споруджений за 10 і більше днів до монтажу, проводять при постійному контролі вертикальності осі, перевіряючи по контрольних рисках або за допомогою рівнеміру, установленому на контрольні площадці. Для вивірки положення апарата користуються регулювальними (віджимними) гвинтами або іншими монтажними пристроями. Установку здійснюють, використовуючи наявні вантажопідйомні механізми: мостові крани, тельфери, електроталі, автокрани і т.п. При переміщенні вузлів по приміщенні необхідно стежити за тим, щоб емалеві поверхні не терлися по підлозі, стелажам, землі, підставкам. Перекантування також забороняється. Між підставками і емалевою поверхнею підкладають м’який матеріал: гуму, азбест або повсть. Поблизу емалевої поверхні не допускається проводити зварювальні роботи. До стінок апарата, в якого інша сторона покрита склоемаллю, не допускається приварку деталей чи металоконструкції А при вогневому різанні полум'я пальника не повинно торкатися емалевої поверхні.

При роботі у середині апарата рекомендується використовувати взуття на гумовій підошві або підстилати гумовий килим на емалеву поверхню. Інструмент і пристосування повинні знаходитися в м'яких чохлах.

Перевірка технічного стану апарата, після установки на фундамент (для апаратів зі знятим приводом і закріпленою мішалкою):

- перевірити вертикальність осі приводу мішалки;

- відкрити кришку люка, зняти шпильки, бруски, хомути і інші деталі, що закріплювали вал мішалки під час транспортування і видалити їх з апарату при дотриманні запобіжних заходів;

- зняти стопор мішалки на стійці приводу;

- установити мотор-редуктор на стійку приводу;

- відцентрувати мотор-редуктор з валом пристрою, що перемішує, і з'єднати їх муфтою згідно складального креслення;

- перевірити шляхом повороту пристрою, що перемішує, обертання вентилятора електродвигуна вручну, правильність збірки, плавність ходу, відсутність заїдання вала в місцях ущільнення; - при необхідності перевірити

радіальне биття нижнього кінця вала мішалки в залежності від частоти обертання і відношення повної довжини вала до його діаметра.

Монтаж апаратів, пристроїв, що перемішують, поставляються окремою поставною частиною:

кришку апарата зняти і установити на надійно закріпленій металоконструкції (підставці), попередньо поклавши на неї м'які прокладки (гуму, повсть);

- установити на кришку стійку приводу з мотор-редуктором;

- знизу через ущільнення уставити вал мішалки і з'єднати його муфтою з валом мотор-редуктора, при цьому не допустити ушкодження вкладиша і кілець сальникового ущільнення, манжетів ущільнювачів підшипника, а при наявності торцевого ущільнення - тертьової пари;

- закріпити на валу підшипник;

- перевірити плавність ходу мішалки від руки;

- перевірити радіальне биття мішалки.

Перед установкою кришки, на дно апарата необхідно покласти листову гуму чи повсть, щоб запобігти ушкодження емалі при випадковому падінні інструмента або кріпильних деталей.

6.2 Ремонт ферментеру

Відновлення поверхні склоемалевого покриття хімічної апаратури методом плазмового напилювання проводиться у такий спосіб.

Ушкоджену ділянку емалевого покриття очищають від залишків продуктів реакції, а також продуктів корозії. Для цієї мети використовуються дерев'яні, алюмінієві чи інші шкребки, після чого за допомогою механічної щітки, шліфувального кола чи інших пристосувань поверхню конструкційного матеріалу очищають до блиску, без слідів корозії.

Дана поверхня не повинна мати гострих країв, задирок, сколів і інших неоднорідностей. Далі зачищену ділянку ретельно просочують спиртом, прикладаючи до поверхні емалі просочену серветку, з метою видалення вологи і

знежирення. Для цієї мети застосовують стисле повітря, попередньо очищене від масла (повітря повинно відповідати ГОСТ 17433-80).

Підготовку поверхні проводять не більше ніж за 3 години до проведення ремонту, щоб уникнути повторного забруднення чи появи нових площ корозії.

Для цього можуть бути використані зубило, шкребок, шкурка, потім поверхня промивається бензином чи ацетоном.

Поверхню далі сушать на повітрі при температурі 15-200°С в на протязі 6 годин і кистю наносять шар лаку або смоли. Після цього шар просушують протягом 4 годин при температурі 900 °С. Неушкоджену поверхню прикривають листовим азбестом. Останнім часом розроблено багато способів нанесення покриття газополум'яним вихровим і вібраційним напиленням захисних порошків. Для цього антикорозійні матеріали проходять підготовку шляхом просушування (прожарювання) у сушильній шафі з наступним охолодженням, потім їх просівають на ситах для одержання фракції 160 мкн.

Інтервал між сушкою і напиленням не повинний перевищувати однієї години.

Епоксидну смолу підігрівають у сушильній шафі при температурі 100-110°С на протязі 24 годин для видалення пухирців повітря і поступово охолоджують до температури 18-24°С. Двоокис хрому попередньо просіяну необхідно також просушити на протязі 2-3 годин при температурі 90-105°С і охолодити до 18-25°С. Компоненти порошкової композиції потрібно ретельно перемішати, переважно в кульковому млину.

У живильник плазмотрона засипають 0,2-0,4 кг двоокису цирконію і щільно прикривають кришкою. Подають воду для охолодження плазмотрона, подають аргон і включають зварювальний випрямляч. Запуск плазмотрона проводиться при введенні в сопло графітового стрижня, при цьому відбувається закорочення анода (сопла) і катода (стрижня). Після перевірки роботи плазмотрона на протязі 0,5-1 хвилини починається безпосереднє напилювання. Напилювання здійснюють плавним переміщенням від краю ушкодженої ділянки до центру по колу. Відстань від сопла до оброблюваної поверхні повинна складати 60-150 мм,

товщина напилювання повинна відповідати 0,5-0,8 мм. Для напилювання 100 $см^2$ необхідно 8-10 хвилин. З появою на напиленій поверхні тріщин чи сколів, допускається в районі ушкодження зробити зачистку вручну. Плазмовим методом напилена поверхня має пористість, тому її необхідно покривати матеріалом чи композицією, що утримується в порах і перешкоджає проникненню робочого середовища і подальшій корозії. Склад композиції, що просочує, вибирається в залежності від робочого середовища і температури шляхом попереднього підбору і випробування. Для просочення використовують епоксидні композиції, яка складена з трьох чвертей епоксидної смоли і однієї чверті бакелітового лаку, яку при ретельному перемішуванні підігрівають до 45-50 °С. Приготовлену композицію, наносять на напилену поверхню, не допускаючи попадання на неї вологи, пилу і масла. Потім покриття протягом однієї години нагрівають до температури 160-180 °С, при цьому композиція всмоктується в пори і полімеризується. Ступінь готовності покриттвизначається пробним дотиком скляної палички, змоченої в композиції. Після просочення поверхню знову прогрівають до температури 160-80 °С і витримують на менше 0,5 години до повного видалення газів.

Поверхня заполімеризованого покриття повинна мати ясно-коричневий колір.

При використанні в якості покривної композиції пентопласту А-2 ремонтовану поверхню необхідно прогрівати до температури 210-220 °С упродовж однієї години. Порошок пентопласту засипають у флакон розпилювача і розпорошують на прогріту поверхню, спостерігаючи за станом і поводженням нанесеного шару. Дистанція розпилювача від поверхні повинна бути в межах 50-80 мм, а напилена композиція повинна бути рівного білого шару. Далі поверхню прогрівають до придбання рівномірного зеленого кольору. При ремонті склоемалі товщина шару повинна дорівнювати 150-250 мкн, що відповідає 3-5 шарам порошкової композиції. Оплавлення кожного шару проводиться окремо.

8. Охорона праці

Сучасний розвиток науки і техніки приносить принципові нововведення у всі сфери матеріального виробництва, суттєво змінюючи технологічні процеси та матеріали, що використовуються, предмети та знаряддя праці. В свою чергу зміни технології та устаткування призводять до трансформації умов праці та трудового процесу в цілому.

Апарати, які вводяться в експлуатацію, як і все інше обладнання, повинно відповідати всім вимогам техніки безпеки і охорони праці, які сформульовані в галузевих стандартах, а також в затверджених інстанціями інструкціях, правилах і нормах. Темою магістерської дисертації є «Процес гідродинаміки та теплобміну у роторному плівковому апараті з шарнірно закріпленими лопатями». Контроль параметрів технологічного процесу здійснює оператор лінії, пульт якого знаходиться в виробничому приміщенні, площею 300 $м^2$ і об'ємом 1800 $м^3$ та висотою 6м.

Шкідливими і небезпечними виробничими факторами при роботі та обслуговуванні виробничої схеми є :

- повітря робочої зони;
- ураження електричним струмом;
- небезпека впливу елементів устаткування нагрітих до високих температур;
- виробничий шум, вібрація;
- пожежонебезпека.

Виходячи з прийнятої технологічної схеми маємо приміщення без надлишкового тепловиділення, тобто $Q< 20$ ккал/год $м^3$ або $Q< 23.27$ Дж/с. $м^3$

Категорія робіт оператора легка, так як показник енерговитрати складає до 273 Дж/с. Параметри повітря робочої зони представлені в таблиці 3.1, в якій вказані також оптимальні умови.

В процесі роботи видаляються шкідливі речовини, такі як: формальдегіди, ацетальдегіди, двоокис і окис вуглецю. Гранично допустима концентрація цих речовин наступна:

- формальдегід - 2 мг/м;
- ацетальдегід —4 мг/м;
- двоокис і окис вуглецю —14 мг/м. Фактична концентрація цих речовин така:
- формальдегід —2 мг/м;
- ацетальдегід —4 мг/м;
- двоокис і окис вуглецю — 1 мг/м.

Фактична концентрація шкідливих речовин у повітрі робочої зони відповідають ГОСТ 12.1.005-88/98.

Параметри повітря робочої зони відповідають ДСН 3.3.6.042-99. Забезпечення параметрів здійснюються в зимовий час за допомогою водяного опалення з температурою теплоносія 70-90 ^{0}С, а в теплий час року вентиляцією та кондиціонуванням.

Для відводу цих речовин в конструкції лінії передбачена місцева вентиляція відкритого типу. До місцевих відсмоктувачів відкритого типу належать витяжні, зонти, всмоктувальні панелі, бортові відсмоктувачі. Витяжні зонти передбачені для вловлювання потоків шкідливих речовин, які направлені вгору. Їх доцільно використовувати у випадку, коли джерело утворення пилу, парів та газів переміщується по площині робочого місця як в горизонтальній, так, і у вертикальній площинах.

Параметри повітря робочої зони наведено в таблиці 7.1

Таблиця 7.1 – Параметри повітря робочої зони

Сезон року	Категорія робіт	Фактична температура, ^{0}С	Фактична відносна вологість, %	Фактична швидкість руху повітря, м/с
Холодний період року	Легка I	19-20	40-65	0,2
Теплий період року	Легка I	20-25	40-70	0,2

При проектуванні штучної (механічної) загально обмінної вентиляції, яка призначена для вилучення з приміщення надлишків тепла, вологи та інших шкідливих виділень необхідно приймати розрахункові параметри згідно з СниП2.04.05 —91.

Розрахунок механічної вентиляції повинен включати визначення найбільш раціонального способу вилучення або попередження утворення токсичних, пожежо- чи вибухонебезпечних концентрацій пароповітряних сумішей (загальнообмінні або місцеві вентиляційні установки і системи); визначення необхідної кількості повітря для обмінної вентиляції виходячи із відомої кратності повітрообміну в приміщенні, кількості шкідливих речовин, які вилучаються з приміщення, або надлишкового тепла, яке необхідно асимілювати до санітарно - допустимих норм відповідно ГОСТ 12.1.005— 88/98.

Устаткування лінії, що розробляється, буде знаходитись в сухому приміщенні з нормальною температурою і вологістю повітря. Підлога приміщення залізобетонна. Згідно ПУЕ воно відноситься до приміщень з підвищеною небезпекою .

Для живлення елементів установки використовується трифазна напруга 220/380 В з частотою 50 Гц з глухозаземленою нейтраллю.

Причини ураження обслуговуючого персоналу електричним струмом можуть бути такими:

- помилкове включення установки;
- замикання на корпусі;
- випадки дотику людей до відкритих струмопровідних частин електроустаткування;
- старіння ізоляції і, як наслідок, втрата ізоляційних властивостей;
- дотик до частин установки, що можуть опинитися під напругою у випадку короткого замикання.

Для забезпечення електробезпечності передбачені організаційні і технічні заходи:

- Інструктаж і навчання безпечним методам праці.

- Установлення плакатів і знаків безпеки (на небезпечних місцях - джерелах живлення, на регуляторах, і т. ін.)

- Вирівнювання потенціалу.

- Ізоляція струмоведучих частин. Контроль ізоляції здійснюється прибором ПНКИ. $R_{із}$=0,5 мОм

- Установлення попереджувальної сигналізації, блокувань.

- Використання електрозахистних засобів, у т.ч. діелектричних рукавичок, інструментів з ізолюючими ручками, покажчиків напруги.

- Захисне занулення.

- Захисне відключення.

Так як маємо установку з глухозаземленою нейтраллю, то використовуємо захисне занулення (рисунок 7.1).

Занулення виконують електричним з'єднанням металічних частин електроустановок з заземленою точкою джерела струму за допомогою нульового захисного провідника.

В аварійному режимі

$$I_{к.з.} = \frac{U_ф}{z + r_0} = \frac{220}{0{,}2 + 0{,}4} = 366{,}67\ \text{А} > 300\ \text{А}$$

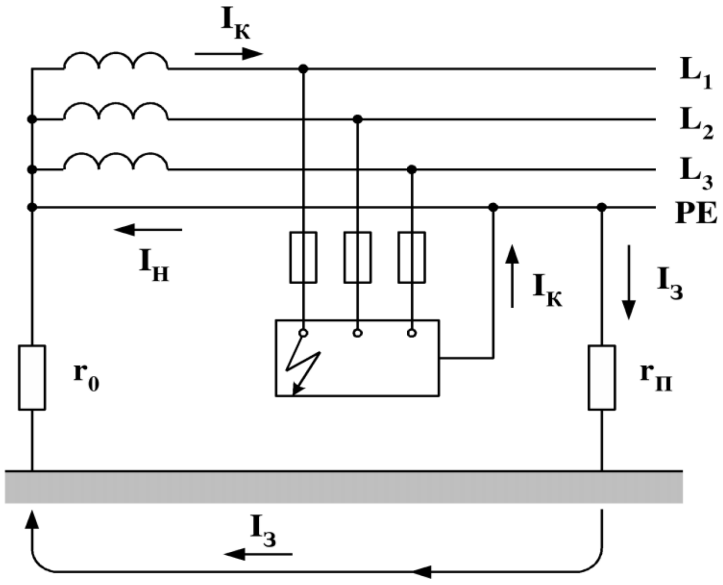


Рис. 7.1 Захисне занулення Параметри відповідають ГОСТ 12.1.030-87

Причинами травм може бути дотик людей до нагрітих поверхонь. Щоб уникнути травм, ці поверхні покриваються шаром ізоляції з мінеральної вати марка 300 ГОСТ 4640-76.

Зовнішня температура ізоляції не перевищує 45^0С що відповідає СН 245-71. Температура поверхні теплоізоляції контролюється термометром за ГОСТ 2823-73.

Шум може тимчасово активізувати або постійно пригнічувати психічні процеси організму людини. Фізіологічні та біологічні наслідки можуть з'являтись у формі порушення функцій слуху та інших аналізаторів, зокрема вестибулярного апарату, координуючої функції кори головного мозку, нервової системи, систем травлення і кровообігу.

Встановлено, що втрата слуху настає при впливі шуму в діапазоні частот 3000 – 6000 Гц, а порушення розбірливості мови - при частотах 1000 – 2000 Гц. Максимальна вірогідність втрати слуху протягом перших десяти років роботи і з плином часу ця небезпека зростає.

Несподівані та імпульсні шуми можуть викликати переляк та неадекватну поведінку. Постійний шум може негативно впливати на сенсорні функції знижуючи, наприклад, швидкість руху очей, звуження поля зору, викликаючи зміну кольорового сприйняття, порушення рівноваги, втрату больової чутливості.

Індивідуальні особливості людини, пов'язані з різними психологічними реакціями на вплив шуму суттєво впливають на його сприйняття. Шум не лише погіршує самопочуття людини і знижує продуктивність праці на 10- 15%, але нерідко призводить до професійних захворювань. Матеріальні збитки від цих захворювань значно більші, ніж від інших професійних захворювань. У зв'язку з цим боротьба з шумом має не лише санітарно - гігієнічне, але й велике техніко - економічне значення. Тому необхідно розробити комплекс інженерно - технічних та організаційних заходів щодо зниження шуму до нормативних значень.

Рівень звукового тиску (дБ) в октавних смугах частот, рівні звуку і еквівалентні рівні звуку (дБА) для постійних робочих місць при працюючій установці, встановлені за ДСН 3.3.6.037-99. Так як шумові характеристики електродвигунів згідно ГОСТ 16372-84 перевищують передбачені ДСН норми допустимих рівнів звукового тиску рівня звуку і еквівалентних рівнів звуку на робочих місцях, то в цьому випадку необхідно вжити заходів щодо зниження шуму до нормативних значень.

Рівень звукової потужності виробничої лінії (джерело шуму) наведено в таблиці 7.2. Загальна площа огороджувальних поверхонь = 1260 м.

Необхідно визначати величину додаткового звукопоглинання $\Delta A_н$ для розрахункової точки, розташованої на віддалі 6 м від джерела шуму і вибрати конструкцію звукопоглинача.

Таблиця 7.2 Акустична потужність джерела шуму

Середньо-геометрична частота Гц	63	125	250	500	1000	2000	4000	8000
Рівень звуковоїпотужності дБ	193	95	98	95	96	97	98	93

Визначаємо величину граничного радіусу за формулою:

$$r = 0.2\sqrt{B_{8000}}\ м$$

ВИСНОВКИ

Визначені реологічні властивості гелю, які показали, що збільшення швидкості зсуву призводить до зменшення в'язкості: $\eta = 3{,}5\ \dot{\gamma}^{-0{,}5}$ Найбільш інтенсивно змінюється в'язкість при невеликих градієнтах швидкості зсуву. Використання вказаної залежності дозволило адекватно відобразити зміну реологічних характеристик гелю в процесі змішування.

Побудовано критеріальне рівняння, яке дозволяє оцінити вплив конструктивних параметрів апарату і властивостей суміші на гідродинаміку процесу.

Процес змішування суміші промодельовано в пакеті програм Solid Works Simulation. Розглянуто два варіанти встановлення робочого органу – концентрично та ексцентрично. При зміщенні осі обертання робочого органу відносно осі місткості рівномірне змішування компонентів не досягається протягом 5 хв, виникає так звана «мертва зона». Доцільно встановлювати ротор по осі місткості.

Зі збільшення частоти обертання ротора від 500 до 1500 об/хв. процес утворення суміші інтенсифікується. Необхідна ступінь змішування досягається за час τ=91 с при частоті обертання 500 об/хв., за 64 с – при 1000 об/хв., за 43 с – при 1500 об/хв. При збільшенні швидкості обертання робочого органу зменшується час змішування.

Аналіз векторів швидкостей показав, що найбільша турбулізація потоку спостерігається при максимальній частоті обертання. Навіть по периферії місткості відбувається рух суміші, наявні циркуляційні потоки. Найбільші значення швидкості спостерігаються на виході з каналів ротора. Порівняно зі швидкостями в основному об'ємі суміші, вони майже в 4 рази більші, завдяки цьому відбувається достатня циркуляція суміші. Порівняння результатів швидкостей, отриманих за допомогою критеріального рівняння(5,2 м/с) і

SolidWorks Simulation (3,99 м/с) засвідчило, що відхилення становить 30,3%. Значення швидкості на вході в ротор становить 2,3 м/с.

Найменші значення спостерігають на вході та в середині ротору, завдяки різниці тисків відбувається підсмоктування рідини (спостерігається насосний ефект). Насосний ефект посилюється при більшій швидкості обертання ротора.

Література

1. Мотроненко В.В. Анализ влияния механического перемешивания на эффективность культивирования микроскопических мицелиальных грибов/ В.В. Мотроненко, Л.И. Ружинская, В.Л. Чумак, А.Ю. Галкин. // Вісник національного авіаційного університету. 2017.№2. С.-108-114.
2. Самуйленко А. Я. Влияние способов культивирования на выход бактериальной массы и качество вакцин для ветеринарной медицины / А. Я. Самуйленко, А. А. Раевский, И. В. Павленко, Н. К. Еремец, И. В. Бобровская, 3. А. Канарская, А. В. Канарский // Вестник Казанского технологического университета. 2013. №9.
3. Караева Ю. В. Оценка качества перемешивания в реакторах метанового брожения/ Ю. В. Караева, И. А.Трахунова, Г. Р. Халитова, Даминов А. 3. // Вестник Казанского технологического университета. 2012. №10
4. Меныпутина Н.В., Стресс микроорганизмов в мембранных биореакторах под влиянием перемешивания. / Н.В. Менынутина, Е.В. Гусева, Т.А. Нижешродова, Ж.А. Будран 7-я Конф. Молодых ученых «Биология — наука XXI века”. — Пущино, Россия, 2003. - С. 119.
5. Клюшина А.М. Исследование процесса механического перемешивания/ А.М. Клюшина, А.Ф. Карлова, В.К. Леонтьев // Семьдесят первая всероссийская научно-техническая конференция студентов, магистрантов и аспирантов высших учебных заведений с международным участием Сборник материалов конференции. В 3-х частях. 2018. С.- 627-630.
6. А.А. Маркелов Исследование процессов перемешивания в аппаратах с мешалками // Записки Г орного института. 2004. № 1. С - 157-159.
7. Трахунова И. А., Эффективность гидравлического перемешивания при различных способах загрузки органического субстрата в реактор БГУ/ И. А. Трахунова, В.Ю. Караева // Молодой ученый. — 2012.—№4. — С. 45-50.

8. Карпов А.А. Масштабирование процессов глубинного культивирования микроорганизмов в биореакторах: Дис. канд. биол. наук: 03.00.23: Щёлково, 104
9. 2004. 122 с.
10. Владимирова И.С. Интенсификация процессов аэробного культивирования микроорганизмов / И.С. Владимирова, В.М. Емельянов, Н.К. Филиппова, Л.Ю. Кошкина // Вестник Казанского технологического университета. 2009. №2.
11. Архипов, М. Ю. Разработка комбинированной системы перемешивания для культивирования аэробных мицелиальных микроорганизмов [Текст]: дис. ... к.т.н. / М.Ю. Архипов; Науч.рук. ВБ.Бирюков. - М.: МГУИЭ, 2005. - 165 с.
12. Рубан Е.А, Кафаров ВВ. Определение времени перемешивания в аппаратах с мешалкой // Журн. Приклад. Химии, 1968, т. 5. С. 301-308.
13. Рубан Е.А. Исследование условий перемешивания в ферментёрах при биосинтезе антибиотиков. Автореф. дис. канд. техн. наук. М, 1969. – 17 с.