**Форма № Н-9.02**

**Міністерство освіти і науки України**

**Східноукраїнський національний університет**

**імені Володимира Даля**

**Факультет інженерії**

**Кафедра «Машинобудування та прикладної механіки»**

**ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА**

До магістерської роботи

|  |
| --- |
| Магістр |
| *(освітньо-кваліфікаційний рівень)* |

|  |  |
| --- | --- |
| **на тему:** | **Проектування та розрахунок ферментора з** |
| **механічним диспергуванням** | |
|  | |

|  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| **Студента** | IІ | | курсу | групи | ГМ-19дм |
|  |  | |  |  |  |
| **напряму підготовки:** | | | 133 – Галузеве машинобудування | | |
|  | | |  | | |
|  | |  | | | |

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Гордєєв В. В. |  |  |
| *(прізвище та ініціали)* | *(підпис)* |

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **Керівник роботи** | доц., к. фіз-мат. н. Черніков М. Г. |  |  | |
|  | *(вчене звання, науковий ступінь,*  *прізвище та ініціали)* | *(підпис)* |

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| **Завідувач кафедри** | проф., д.т.н. Соколов В.І. |  |  | |
|  | *(вчене звання, науковий ступінь,*  *прізвище та ініціали)* | *(підпис)* |

Сєвєродонецьк – 2021

**Міністерство освіти і науки України**

**Східноукраїнський національний університет**

**імені Володимира Даля**

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Факультет | інженерії | | |
| Кафедра | «Машинобудування та прикладної механіки» | | |
| Освітньо-кваліфікаційний рівень | | | магістр |
| Спеціальність | | 133 – Галузеве машинобудування | |
| Профілізація | | Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв. | |

|  |  |
| --- | --- |
|  | **ЗАТВЕРДЖУЮ**  **завідувач кафедри**  **д.т.н., проф. Соколов В. І.**  **\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_**  **« \_\_\_\_\_ » \_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_\_**2021 року |

**Завдання**

**НА МАГІСТЕРСЬКУ РОБОТУ СТУДЕНТУ**

|  |
| --- |
| Гордєєв Владислав Валерійович |
| *(прізвище, ім’я, по батькові)* |

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| 1. Тема роботи | «Проектування та розрахунок ферментора з механічним диспергуванням**»** | | |
| керівник роботи | | кандидат фізико-математичних наук, доцент Черніков М. Г. | |
|  | | *(прізвище, ім’я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)* | |
| затверджені наказом по університету | | | від «30» листопада 2020 року № 169/15.28 |
| 2. Строк подання студентом роботи | | | 15.01.2021 року |
| 3. Вихідні дані роботи: Швидкість поглинання кисню мікроорганізмами кг/(м3 с), питома швидкість виділення теплоти в результаті біохімічних процесів *qvt*=15 кВт/м3 , об’єм ненасиченої повітрям культуральної рідини *V*р = 5 м3. Випускна робота магістра за процесів та апаратів біотехнології є завершальним етапом роботи. Робота включає дослід процесу масопереносу, розрахунок і проектування вертикального реактора з механічним перемішувальним пристроєм та його графічне оформлення. У період роботи над проектом необхідно ознайомитися з діючими ГОСТами, ОСТами, нормалями, довідковою літературою, зробити вибір апаратури і зробити техніко-економічне обґрунтування, оформлення технічної документації. | | | |
| 4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити): *Обґрунтування завдання. Вступ: Актуальність теми. Цілі і завдання. Масопереносні процеси у реакторах. Диспергування газів у рідинах. Опис конструкції і роботи установки. Розрахунок реактора з механічним перемішуючим пристроем та його обв’язки. Охорона праці;Висновки;Література.* | | | |
| 5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов’язкових креслень) | | | |
| 1. Загальне креслення ферментатора. 2. Загальне креслення приводу реактора. | | | |
| 3. Робоче креслення деталі «Вал». 4. Робоче креслення деталі «Днище». | | | |
| 5. Робоче креслення деталі «Опора». | | | |

6. Консультанти розділів

|  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- |
| Розділ | Прізвище, ініціали  та посада  консультанта | Підпис, дата | |
| завдання  видав | завдання  прийняв |
| Барботажні реактори та їх типи | Доц. Черніков М.Г. |  |  |
| Тепло- масообмін в реакторах | Доц. Черніков М.Г. |  |  |
| Типи мішалок, проектування валів | Доц. Черніков М.Г. |  |  |

|  |  |
| --- | --- |
| 7. Дата видачі завдання | «\_\_\_» \_\_\_\_\_\_ 2021 року |

**Календарний план**

|  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| №  з/п | Назва етапів бакалаврської  роботи | | | Строк виконання етапів роботи | | | Примітка |
|  | Згідно з календарним планом – графіком, затвердженим кафедрою машинобудування та прикладної механіки, що до виконання бакалаврських робіт | | | | | | |
|  | Біохімічні реактори | | |  | | |  |
|  | Вивчення процесу перемішування | | |  | | |  |
|  | Теплообмін у реакторах | | |  | | |  |
|  | Розрахунок реактора за необхідим процесом | | |  | | |  |
|  | Розрахунок параметрів та вибір перемішуючих пристроїв | | |  | | |  |
|  | Розрахунок даних для проектування деталей реактора | | |  | | |  |
|  | Затвердження завідувачем кафедри виконаного дипломного проекту | | |  | | |  |
| **Студент** |  | |  | Городєєв В. В. | | |
|  | *(підпис)* | | *(прізвище та ініціали)* | | |
|  |  | |  | | |
| **Керівник проекту** |  | | Черніков М. Г. | | |
|  | *(підпис)* | | *(прізвище та ініціали)* | | |

**РЕФЕРАТ**

Магістерська диссертація складається із 70 аркушів. До неї входять 18 ілюстрацій, 4 таблиці.

Актуальність роботи полягає в необхідності вивчення процессів які відбуваються при диспергуванні газів у розчинах або концентратах, а також підтвердження дослідних данних при проектуванні чи моделюванні робочого реактора для культивування мікроорганізмів.

Метою роботи є дослідження, процесу механічного диспергування кисню у внутрішньому серидовищі реактора, вивчення потрібного обладнання для вирощування мікроорганізмів, а також розрахунки апарату і його обв’язки за діючими нормами документів (ГОСТ, ДСТУ).

Об’єктом дослідів є реактори з механічними перемішуючими пристроями, обладнання для процесу вирощування мікроорганізмів, розрахунок валу та вивчення етапів технологічного процесу на токарних верстатах

Предметом вивчення були фізичні процеси при хімічних реакціях перетворення культурального серидовища у кінцевий продукт, властивості газів, конструкції та призначення ферментаційних апаратів.

Методи дослідження: У даній магістерській дисертації використані методи математичного моделювання, вивчення матеріаів дослідження проведених раніше і наведених у потрібній літературі, рентгеноскопічний метод контролю зварних з’єднань.

Наукова новизна:

1. Дослідження фізичних, масопереносних процесів у прикордонному слої рідин у диспергуванні повітря за допомогою механічної мішалки.

2. На базі вивченого матеріалу була розрахована конструкція ферментора для культивування мікроорганізмів для заданих характеристик реакції.

**ЗМІСТ**

Вступ 7

1 ТЕХНОЛОГІЯ ВИГОТОВЛЕННЯ БІОХІМІЧНИХ РЕАТОРІВ 8

[1.1](#_Toc7526743) Роль масообмінних процесів та апаратів. Їхня класифікація 8

1.2 Напрямок масопередачі 10

1.3 Швидкість масопередачі. 11

1.4 Хімічні реактори 13

1.5 Фактори, що визначають вибір та будову реактора 19

1.6 Реактор для виробництва кормових дріжджів.. 23

1.7 Реактор з центральним дифузором та механічним   
перемішуванням 23

1.8 Реактор – дріжджовирощувальний апарат 24

1.9 Реактор багатовального типу 26

1.10 Визначення якості перемішування 26

1.11 Коефффіціенти массопередачи і масовіддачі 27

1.12 Теплообмін в реакторах 30

1.13 Массоперенос на кордоні газ-рідина 33

1.14 Процеси у рідині при механічному диспергуванні газу у   
рідині 38

1.15 Теплообмін в системі газ рідина при механічному   
диспергуванні газу 40

2 РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА 42

2.1 Вибір відсутніх початкових даних 42

2.2 Вибір типу мішалки і конструкції апарата 43

2.3 Розрахунок потужності використаної на перемішування 43

2.4 Розрахунок параметрів перемішуючего пристрою 47

2.5 Вибір типу мотор-редуктора 49

2.6 Вибір опори приводу 51

2.7 Проектний розрахунок і конструювання вала і підшипникового   
вузла 52

2.8 Розрахунок на міцність та вібростійкість 53

2.9 Розрахунок на міцність 56

2.10 Перевірочний розрахунок шпоночно з'єднання 59

2.11 Виготовлення валу 59

2.12 Тепловий розрахунок 61

2.13 Розрахунок еліптичного днища та еліптичної кришки 64

2.14 Розрахунок штуцерів 65

2.15 Вибір опори ферментера 66

ВИСНОВОК 68

Перелік використаної літератури 69

**ВСТУП**

Метою випускної роботи магістра є дослідження процесів що відбуваються при вирощуванні мікроорганізмів, процесу диспергування повітря у культуральному серидовищі, з подальшим практичним розрахунком ферментатора з механічним перемішуючим пристроєм.

Проектування реактора було зроблене на базі раніше розрахованих данних про реакцію та вихідні параметри ферментатора які вказані в завданні. Під час виконання роботи було проведено

- визначення параметрів реакції у апараті;

- вибір конструкції реактора та перемішуючого пристрою;

- розрахунок режиму обертання валу мішалки;

- визначення параметріві валу та методики його виготовлення;

- вибір технологічного обладнання для подачі/відбору початкового та кінцевого продукту;

- розробка маршрутного технологічного процесу обробки деталі.

Значну увагу приділено вибору мішалки, валу, розрахунку критеріїв стійкості вала а також вибору технологічного обладнання.

1. **ТЕХНОЛОГІЯ ВИГОТОВЛЕННЯ БІОХІМІЧНИХ РЕАТОРІВ**

**1.1 Роль масообмінних процесів та апаратів. Їхня класифікація**

Масообмінні процеси (дифузійні) – процеси перенесення речовини (речовин) із фази у фазу. Їх використовують для поділу гомогенних і гетерогенних систем з метою концентрування речовин які містяться у фазах. Фаза, перероблена таким чином, може бути кінцевим товаром чи напівпродуктом виробництва. Застосовуючи масообмінні процеси, також видаляють шкідливі домішки з технологічних середовищ, стоків та газових викидів, а також вилучають із відходів, стоків та викидів цінні речовини.

Масообмінні процеси в промислових умовах найчастіше протікають між наступними фазами:

– газової та рідкої;

– парової та рідкої;

– рідкої та твердої;

– газової та твердої;

– між двома рідкими (рідинами, що не змішуються).

Залежно від природи взаємодіючих фаз та сутності явищ, що протікають, масообмінні процеси поділяються на:

– абсорбцію (поглинання газу чи пари рідиною);

– перегонку (розподіл рідких однорідних сумішей, що складаються з компонентів різної летючості, що здійснюється при взаємодії рідини і пари, отриманого при випаровуванні рідини, що розділяється);

– адсорбцію (поглинання газового (парового) компонента з газової фази або рідкого компонента рідкої фази твердим поглиначем);

– екстракцію рідинну (витяг цільового компонента з рідкої фази іншою рідиною, що практично не змішується з розділяємою);

– екстракцію твердофазну – екстрагування (процес вилучення цільового компонента рідиною з твердої фази);

– кристалізація (виділення твердої фази з рідкого пересиченого розчину або розплаву);

– розчинення (перехід твердої речовини в рідкий розчин);

– сушіння термічне (видалення з твердого або пастоподібного матеріалу вологи з переведенням їх у газову рахунок випаровування);

- іонний обмін - різновид адсорбції.

При розгляді масообмінних процесів використовують поняття масовіддача та масопередача. Масовіддача – перенесення розподіленої речовини з ядра фази до її межі (або навпаки, від межі фази до її ядра). Масопередача – перенесення розподіленої речовини з пересиченого ядра (віддає) фази в ядро ненасиченої (приймає) фази через кордон їхнього розділу.

Кордон розділу фаз може бути фіксованим (це властиво більшості випадків масообміну за участю твердої фази, деяким випадкам масообміну у системах рідина – рідина, рідина – газ) та рухомий (притаманно системам рідина – рідина, газ – рідина, рідина – тверде).

За кількістю фаз які мінімально беруть участь у процесі та компонентів

масообмінні процеси та апарати діляться на дві групи. До першої групи відносяться процеси, в яких беруть участь два компоненти (обидва вони є розподільними) та дві фази. До зазначених процесів відносятьсяперегонка, кристалізація, розчинення. Другу групу складають процеси, у яких мінімально беруть участь три компоненти (один з них – розподільний два інших – компоненти-носії, інертні компоненти) та дві 2 фази. При цьому кожен із компонентів-носіїв присутній тільки в одній із фаз. Процесами другої групи є абсорбція, рідинна екстракція, адсорбція, екстрагування, термічне сушіння.

Швидкість процесів масопереносу лімітується молекулярною дифузією розподіленої речовини біля межі розділу фаз. Тому ці процесиназивають також дифузійними.

Перенесення речовини у фазі виникає за наявності різниці концентрацій цієї речовини у різних областях даної фази, що призводить до наявності різниці хімічних потенціалів. Отже, рушійною силою масопереносу є різниця хімічних потенціалів у різних областях фази, системи.

Процеси масопередачі, як правило, зворотні. Напрямок їх перебігу залежить від діючої (робочої) концентрації компонента у фазі, і навіть від температури та тиску, тобто. параметрів, що впливають на умови рівноваги. Приклади прямих і зворотних процесів: абсорбція та десорбція; розчинення та кристалізація.

**1.2. Напрямок масопередачі**

Розподіляємий компонент переходить з фази, в якій його зміст вище рівноважного, в фазу, що має вміст цього компонента менше, ніж рівноважний. Напрямок перенесення розподіленого компонента при протіканні масообмінного процесу – напрямок масопередачі, зручно та просто визначати за допомогою x – y -діаграми з нанесеними на ній лініями рівноваги та робочої.

На рис.1.1 на фрагменті а) зображено, що робоча лінія АВ розташована вище лінії рівноваги . Приймемо, що масообмін протікає між газової та рідкою фазами. Концентрацію (молярну частку) розподіленого компонента в газовій фазі позначимо буквою «*y*», а рідкої – буквою «*x*».

У такому разі робоча концентрація розподіленого компонента в газовій фазі y для довільно обраної точки робочої лінії (довільно обраного поперечного перерізу масообмінного апарату) більше рівноважної y\* . Відповідно при цьому робоча концентрація компонента, що розподіляється у рідкій фазі x менше рівноважної x\*. Отже, по розподіленому компоненту газова фаза є перенасиченою, а рідка – ненасиченою.

Перенесення компонента, що розподіляється, протікає з газової в рідку.

Для фрагмента б) рис. 1.1 характерно, що робоча лінія АВ лежить нижче лінії рівноваги. При цьому y\* < y , x\* > x. У такому разі перенесення розподіленого компонента здійснюється з рідкої фази в газову.

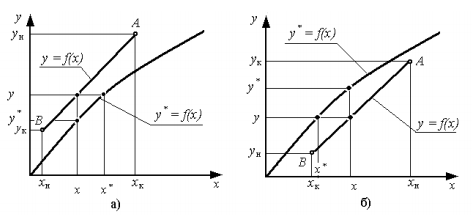


Рис. 1.1 – Визначення напрямку масопередачі за допомогою x - y –діаграми

**1.3 Швидкість масопередачі**

Швидкість процесу масопередачі пов'язана із механізмом перенесення речовини.

Речовина може переноситися за рахунок:

1) молекулярної дифузії;

2) молекулярної дифузії та конвекції спільно.

Молекулярна дифузія – це перенесення речовини за рахунок хаотичного теплового руху атомів, молекул, іонів, колоїдних частинок Перенесення речовини виключно молекулярною дифузією здійснюється у нерухомому середовищі, наприклад, у твердих тілах

У рухомому, плинному середовищі речовина переноситься як за рахунок молекулярної дифузії, і рахунок конвекції – переміщення макрочастинок речовини. Зі зростанням турбулентності потоку середовища зростає інтенсивність конвективного перенесення речовини (турбулентної дифузії), турбулентна дифузія переважає у ядрі потоку. Біля межі розділу, у ламінарному підшарі переважає молекулярна дифузія. Спільне перенесення речовини молекулярною дифузією та конвекцією ще називають конвективною дифузією.

Значну роль грає перемішування — це допоміжний процес, що застосовується для приготування емульсій, суспензій, сумішей, гомогенізації розчинів, а також інтенсифікації тепло- і масообмінних процесів та біохімічних реакцій.

Здійснення процесу перемішування вимагає підведення енергії. При цьому досягається певний ефект — збільшення продуктивності або при тій же продуктивності підвищення якості готового продукту і збільшення його виходу за рахунок більш повного використання сировини. Для оцінки ефективності перемішування технологічний ефект, що досягається, співставляють з витратою енергії на перемішування. Ефективніший той перемішуючий пристрій, який при тій же витраті енергії забезпечує більший ефект або для досягнення аналогічного ефекту вимагає менше енергії. У зв’язку з різноманітністю технологічних процесів одержувані технологічні ефекти також дуже різні, що ускладнює порівняння ефективності різних перемішуючих пристроїв і способів перемішування. Тому якість

перемішування зазвичай оцінюють за такими показниками: — при суспендуванні і гомогенізації — за ступенем однорідності системи

 (1.1)

де C0 – концентрація компоненту при ідеальному перемішуванні; Δ*C*cp– середнє відхилення концентрації від *C*0 в різних точках робочого об’єму апарата;

– при інтенсифікації теплообміну – за величиною коефіцієнта тепловіддачі α, Вт/(м2\*К); – при інтенсифікації масообміну — за величиною коефіцієнта масовіддачі β , м/с.

Оскільки оцінити ефективність перемішування складно, розрахунок процесу часто зводиться до визначення витрати енергії на перемішування. Залежно від агрегатного стану середовища, що перемішується, розрізняють перемішування рідких середовищ, газів, сипких матеріалів і пластичних мас. До цього часу розроблено основи теорії розрахунку лише для перемішування рідких середовищ. Воно буває механічним, потоковим і пневматичним.

Механічне перемішування здійснюється в апаратах з механічними перемішувальними пристроями.

Потокове перемішування застосовується для перемішування рідин. Проектування перемішуючих пристроїв у цьому випадку зводиться до розрахунку гідравлічних опорів Δ*P* і довжини ділянки змішування.

Пневматичне перемішування здійснюється газами (частіше всього повітрям) або водяною парою. Перше зазвичай застосовується при насиченні середовища відповідним газом, друге — при одночасному нагріванні.

Пневматичне перемішування широко використовується в мікробіологічній і бродильній промисловості при культивуванні мікроорганізмів. Повітря при цьому подається в робочий об’єм апарата, де відбувається перемішування, через спеціальні пристрої — барботери.

**1.4 Хімічні реактори**

Хімічний реактор — технологічний апарат для проведення хімічних реакцій, що супроводжуються явищами масо- і теплообміну.

Біореактори призначені для культивування мікроорганізмів, накопичення біомаси, синтезу цільового продукту. Типові ферментери представляють собою вертикальні ємності різної місткості (лабораторні - від 1 до 10 л, великотоннажні - понад 1000 л) з мінімальним числом штуцерів і передавальних пристроїв. У біореакторах повинні бути забезпечені оптимальні гідродинамічні і масообмінні умови. Ферментери забезпечуються паровою сорочкою, мішалками, барботерами, стерилізуючими повітряними фільтрами, відбійниками, що забезпечують необхідний температурний і газовий режим, тепло- і масообмінні процеси. Можуть бути й інші конструктивні особливості, що враховують специфіку конкретного біотехнологічного процесу. Робота окремих вузлів контролюється вимірювальними приладами, що фіксують як параметри технологічного процесу, так і окремі фізико-хімічні показники культивування (температуру стерилізації та культивування, швидкість обертання мішалки, тиск, витрату повітря або газу на аерацію, тощо. Тип біореактора, його ємність, коефіцієнт заповнення, поверхня 8 тепловіддачі, спосіб відведення тепла, тип перемішуючих і аеруючих пристроїв, арматура і запірні пристрої, спосіб піногасіння важливі елементи конструкції які впливають на процес культивування мікроорганізмів і клітин.

Будь-який хімічний реактор містить наступні структурні елементи:

• реакційний об'єм, у якому відбуваються хімічні реакції;

• пристрої для введення і виведення матеріальних та енергетичних потоків;

• пристрої для змішування і розподілу реагентів та перемішування реакційної маси;

• теплообмінні елементи для відведення теплоти екзотермічних реакцій й підведення теплоти для здійснення ендотермічних реакцій.

Конструкція і режими роботи хімічних реакторів визначаються як агрегатними станами речовин, що взаємодіють, так і умовами (температурою, тиском, концентраціями реагентів тощо), які забезпечують протікання реакції в потрібному напрямі і з достатньою швидкістю. За першою ознакою розрізняють хімічні реактори для реакцій в гомогенних системах (однофазних газових або рідких) і в гетерогенних системах (дво- або трифазних, наприклад «газ — рідина — тверде тіло»). За другою ознакою розрізняють хімічні реактори низького, середнього і високого тиску, низько- й високотемпературні, періодичної, напівбезперервної та безперервної дії.

За типом конструкції хімічні реактори поділяють на ємкісні, колонні й трубчасті.

Ємкісні хімічні реактори — порожнинні апарати, що часто оснащуються перемішувальним пристроєм. Перемішування газорідинних систем може здійснюватись барботуванням газоподібного реагента. Теплообмін здійснюється через поверхню реактора або шляхом часткового випаровування рідкої компоненти реакційної суміші. До реакторів цього типу відносять також апарати з нерухомим або псевдозрідженим шаром (одним чи декількома) каталізатора. У багатошарових реакторах теплообмін забезпечується змішуванням потоків реагентів або в теплообмінних елементах апарата. В ємкісних хімічних реакторах реалізують неперервні, періодичні та напівперіодичні процеси.

Колонні хімічні реактори можуть бути порожнистими або заповненими каталізатором або насадкою. Для покращення міжфазового масообміну застосовують диспергування за допомогою розпилювачів, барботерів, механічного впливу (вібрація тарілчастої насадки, пульсація потоків фаз) або насадки, що забезпечує високошвидкісний плівковий рух фаз. Хімічні реактори даного типу використовують в основному для проведення неперервних процесів у дво- або трифазних системах.

Трубчасті хімічні реактори застосовують часто для каталітичних реакцій з теплообміном в реакційній зоні через стінки трубок та для здійснення високотемпературних процесів газифікації. При одночасному швидкісному русі декількох фаз в таких реакторах досягається найінтенсивніший міжфазовий масообмін.

Найбільш широке поширення в промисловості отримали реактори з механічним перемішуванням газорідинних систем. Ефективність цих реакторів обумовлена створенням розвиненої турбулентності механічним органом. При цьому досягається найбільш тонке розпилення газу, що при досить високому газосодержания створює велику питому поверхню контакту фаз.

У процесі перемішування виникають потоки рідини різних напрямів — радіальні, аксіальні, тангенціальні. Мішалка є свого роду насосом і може подібно ньому характеризуватися напором і подачею. Більш високий напір відповідає більшій швидкості потоків і забезпечує в них більший ступінь турбулентності; подача визначає циркуляцію середовища в апараті. Високий ступінь турбулентності необхідний для процесів, що протікають на мікрорівні, а інтенсивна циркуляція — для процесів, швидкість яких лімітується переносом на макрорівні. Так, для гомогенізації рідин, що добре змішуються, потрібна інтенсивна циркуляція, а для тепло- і масообмінних процесів — високий ступінь турбулентності.

Оптимальною є конструкція мішалки, що дозволяє досягти необхідної якості перемішування при мінімальних витратах енергії в найкоротший термін. Ефективність перемішування різними перемішуючими пристроями вивчена ще недостатньо й вибір мішалок виконується переважно на основі дослідних даних і рекомендацій, не позбавлених суб’єктивних чинників. При виборі прагнуть забезпечити простоту конструкції перемішуючого пристрою, довговічність і надійність його роботи, мінімальні матеріальні й енергетичні витрати. Важливою умовою при виборі конструкції мішалки є в’язкість середовища, що перемішується. Для малов’язких рідин зазвичай використовують швидкохідні мішалки (турбінні, гвинтові), для високов’язких – тихохідні.

Механічні перемішуючі пристрої в більшості випадків є обертового типу й включають робочий орган (мішалку), привід і вал, що передає обертання від приводу до мішалки. Поряд з ними існують віброперемішуючі пристрої зі зворотно-поступальним рухом робочого органу. При роботі перемішуючих пристроїв середовище приводиться в рух, що й призводить до перемішування. Характер руху середовища залежить від конструкції перемішуючого пристрою, а також від конструкції апарату, в якому відбувається процес. Типи перемішуючих пристроїв і їх параметри наведені на рис.1.2. і табл.1.1.

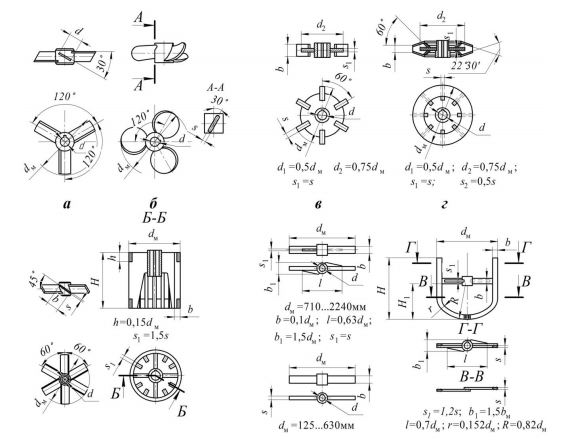
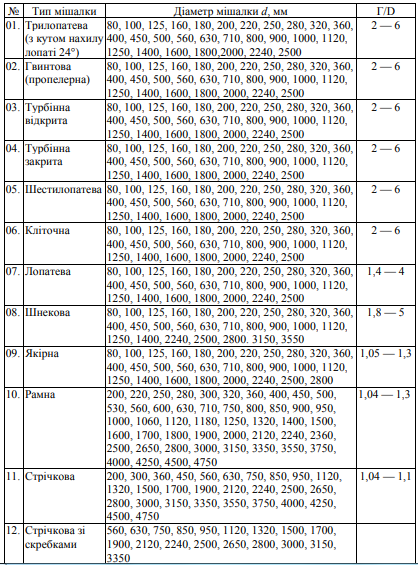


Рис.1.2. Типи перемішуючих пристроїв.

Табл1.1



**Лопатеві** мішалки доцільно застосовувати при перемішуванні з метою суспендування, розчинення і при проведенні хімічних реакцій. Вони прості за будовою, але працюють недостатньо інтенсивно.

***Турбінні*** мішалки використовують у всіх випадках, коли необхідно ство- рити інтенсивне перемішування, особливо рідин, що значно розрізняються за в’язкістю, а також при диспергуванні газу в рідині.

***Гвинтові (пропелерні)*** мішалки забезпечують достатньо інтенсивне пе- ремішування при порівняно низькій енергоємності.

***Якірні*** мішалки доцільно застосовувати для інтенсифікації теплообміну і запобігання випадання осаду на стінках і днищі апарата.

***Рамні*** мішалки використовують у випадках, коли необхідно забезпечити більш інтенсивне перемішування по висоті, а також при перемішуванні в’язких рідин у великому об’ємі.

***Шнекові******і стрічкові*** мішалки застосовують для перемішування дуже в’язких рідин. Якщо при цьому необхідна інтенсифікація теплообміну, стрічко- ві мішалки оснащують скребачками.

Диспергування рідин, що не змішуються може відбуватися різними способами, але найчастіше використовуються механічне перемішування. Апарати з механічними перемішуючими пристроями широко використовують при проведенні великої кількості технологічних процесів в гомогенних і гетерогенних середовищах за рахунок того, що в таких апаратах утворюється стійка циркуляція. При механічному перемішуванні, рідини внаслідок розвиненої турбулентності, досягається найбільш тонке диспергування газу. При досить високому газовмісті це створює велику питому поверхню контакту фаз та забезпечує можливість обробки недорідних рідин, що сильно відрізняються за густиною. Внаслідок цього, апарати з механічним перемішуванням широко розповсюджені у хімічній, мікробіологічній, харчовій та інших галузях промисловості.

**1.5 Фактори, що визначають вибір та будову реактора**

До таких факторів можна віднести:

– агрегатний стан вихідних речовин та продуктів реакції, їх біохімічні та мікробіологічні властивості;

– температура та тиск, при яких протікає процес;

– тепловий ефект процесу та швидкість теплообміну;

– інтенсивність перенесення маси (масообмін) та перемішування реагентів;

– безперервність чи періодичність процесу;

– зручність монтажу та ремонту апарату;

– простота виготовлення апарату;

– доступність конструктивних матеріалів та ін.

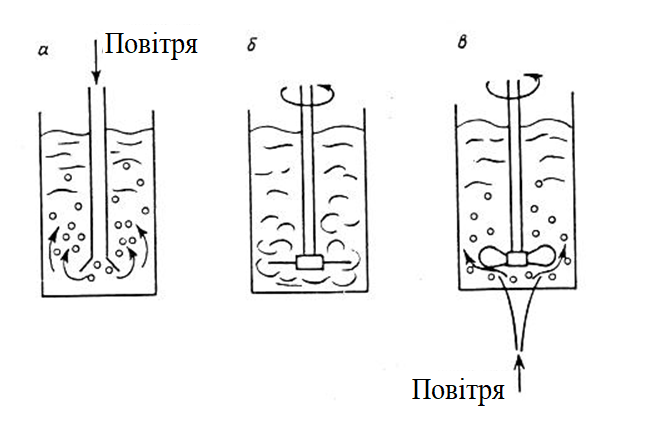
Агрегатний стан речовини найбільше впливає на принцип організації руху взаємодіючих фаз і визначає конструктивний тип біохімічного реактора. Від цього також залежить вибір основних і допоміжних вузлів апарату, наприклад, пристрій, що перемішує, поверхня теплообміну та ін.

З урахуванням основних гідродинамічних та масообмінних показників усі біохімічні реактори (ферментери) можуть бути віднесені до трьох груп.

1) Реактори із підведенням енергії через газову фазу. Ця група апаратів відрізняється простотою конструкції та надійністю експлуатації, так як відсутні рухомі деталі та вузли. Приклад – барботажні ерліфтні ферментери.

2) Реактори із підведенням енергії через рідку фазу. Характерна конструктивна ознака таких апаратів – наявність самовсмоктуючого елемента або насоса. Приклад – ферментери з самоусмоктуючими пристроями, з ежекційною системою перемішування, із зовнішнім циркуляційним контуром.

3) Реактори з комбінованим підведенням енергії. Основний конструктивний елемент - пристрій, що перемішує, що забезпечує високоінтенсивне диспергування і гомогенізацію. Приклад – високоінтенсивні апарати з механічним перемішуванням та одночасним барботажем стисненим повітрям.



а) із газовою фазою;

б) із рідкою фазою;

в) комбінований метод.

Рис.1.3 – Основні способи підведення енергії в біохімічний реактор

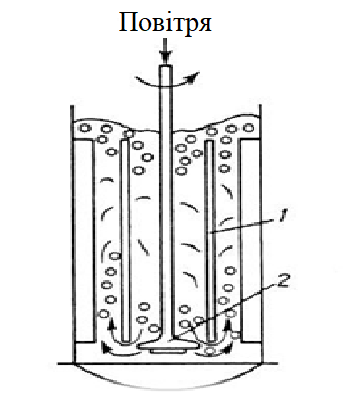
Класифікація біохімічних реакторів наведена на рис. 1.3.

|  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Б і о р е а к т о р и г а з о р і д и н н і | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|  | | | | | | | | | | | | | | |  | |
|  | | | | |  | | | |  |  | | | | |  | | | | |  | |  | | | | | | |  | | | |
| Реактори барботажні | | | | | | | РБ | | Реактори з механічним диспергуванням газу | | | | | | | | РМ | | Реактори плівчасті | | | | | | | | | РП | |
|  | | | |  | | | | |  | | |  | | | |  |  |  | |  |  |  | | | | |  | | | | |
|  |  | | |  | | | |  |  |  |  | |  | |  |  |  | |  |  |  | |  | |  | |  |  |  |  |
| РБК | |  | РБГ | | |  | РБЗ | | РМС | | РМЦ | | | РПС | |  | | РПВ | |  | | РПЗ | | | | РПР | |
| Реактори барботажні колонні | | Реактори барботажні газліфтні | | | Реактори барботажні змійовикові | | Реактори з мішалкою у вільному об`емі | | Реактори з мішалкоію у циркуляційному потоці | | | Реактори плівчасті зі стікаючою плівкою | | Реактори плівчасті з сходжуваною плівкою | | Реактори плівчасті з закрученним газорідинним потоком | | | | Реактори плівчасті роторні | |

Рис. 1.4 – Класифікація біохімічних реакторів

**1.6 Реактор для виробництва кормових дріжджів**

Реактор є апаратом ємнісного типу, з дифузором і розташованою під ним мішалкою дискового типу з вигнутими лопатями. При обертанні мішалки всередині лопат створюється розрідження і відбувається самоусмоктування повітря з верхньої частини апарату. Подача повітря на апарат здійснюється примусово. При аерації разом із перемішуванням рідини забезпечується її засмоктування з дифузора. Разом з піною, що утворилася, рідина переливається через верхній край дифузора.

****

1 – диффузор

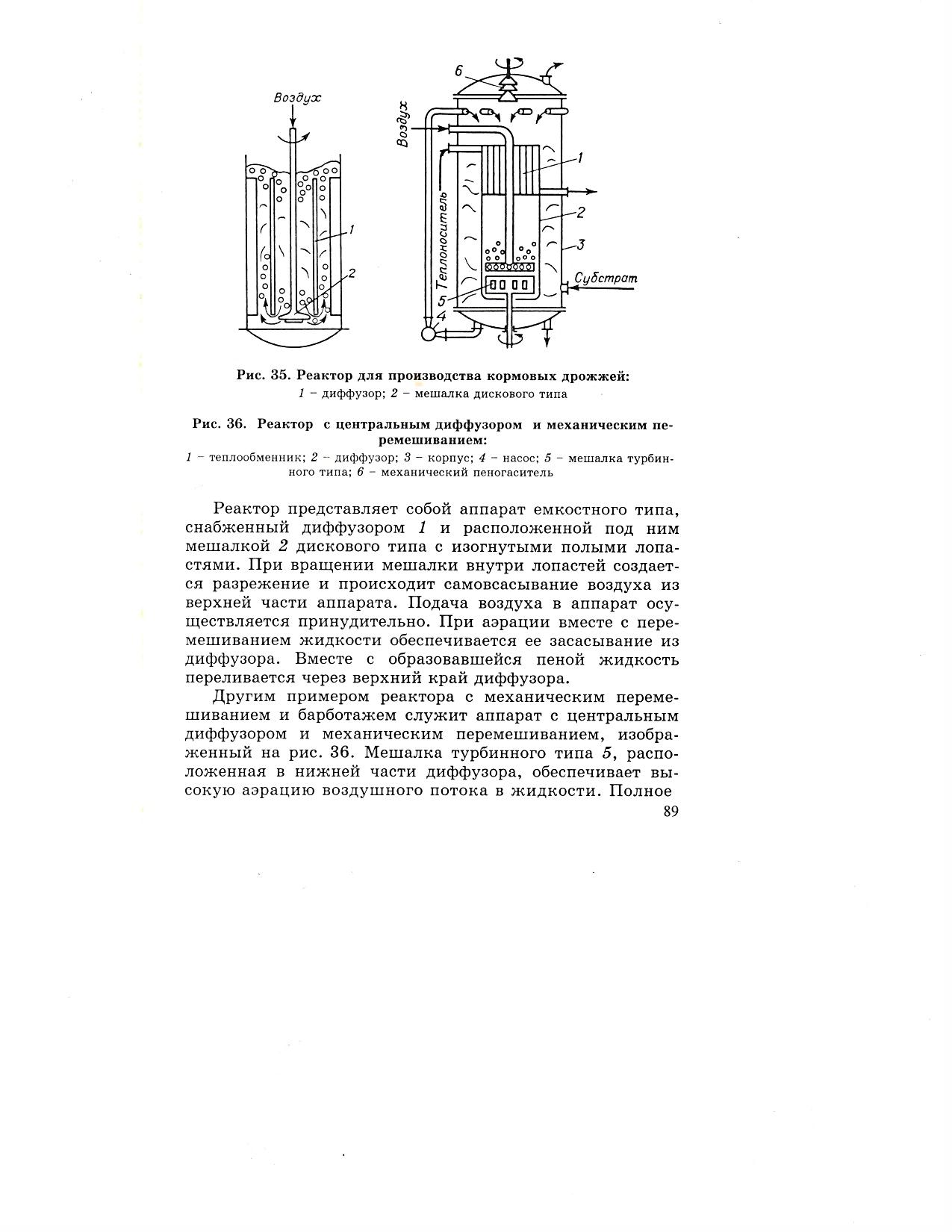
2 – мешалка дискового типа

Рис.1.5 – Реактор для виробництва кормових дріжджів

**1.7 Реактор з центральним дифузором та механічним перемішуванням**

Мішалка турбінного типу, розташована в нижній частині дифузора, забезпечує високу аерацію повітряного потоку рідини. Повне перемішування середовища в апараті досягається додатковою вертикальною циркуляцією за допомогою зовнішнього контуру циркуляції, створюваного насосом.

Дифузори часто застосовують у реакторах з мішалками, так як вони дозволяють обмежити зону найбільш інтенсивного перемішування та одночасно забезпечити організацію спрямованої циркуляції рідини в апараті.



1 – теплообмінник

2 – дифузор

3 – корпус

4 – насос

5 – мішалка турбінного типу

6 – механічний піногасник

Рис.1.6 – Реактор з центральним дифузором та механічним перемішуванням

**1.8 Реактор – дріжджовирощувальний апарат**

Центральний дифузор (циркуляційна труба) виготовлений багатоступінчастим. У верхній частині труба має вихідні отвори малого діаметра, а в центрі великі. У такій конструкції рух повітря, що аерує, створює багаторазовий контакт з рідиною, що перемішується, з утворенням високодисперсної газорідинної суміші.

Широке застосування знайшли одновальні та багатовальні реактори з самоусмоктуючими мішалками, які не вимагають додаткової установки машини для стиснення та подачі повітря. Повітря в реактор надходить за рахунок розрідження, створюваного пристроєм, що перемішує, яке з одного боку з'єднане з атмосферою, а з іншого – з культуральною рідиною.



1 – механічний піногасник

2 – центральний дифузор

3 – труба для подачі повітря

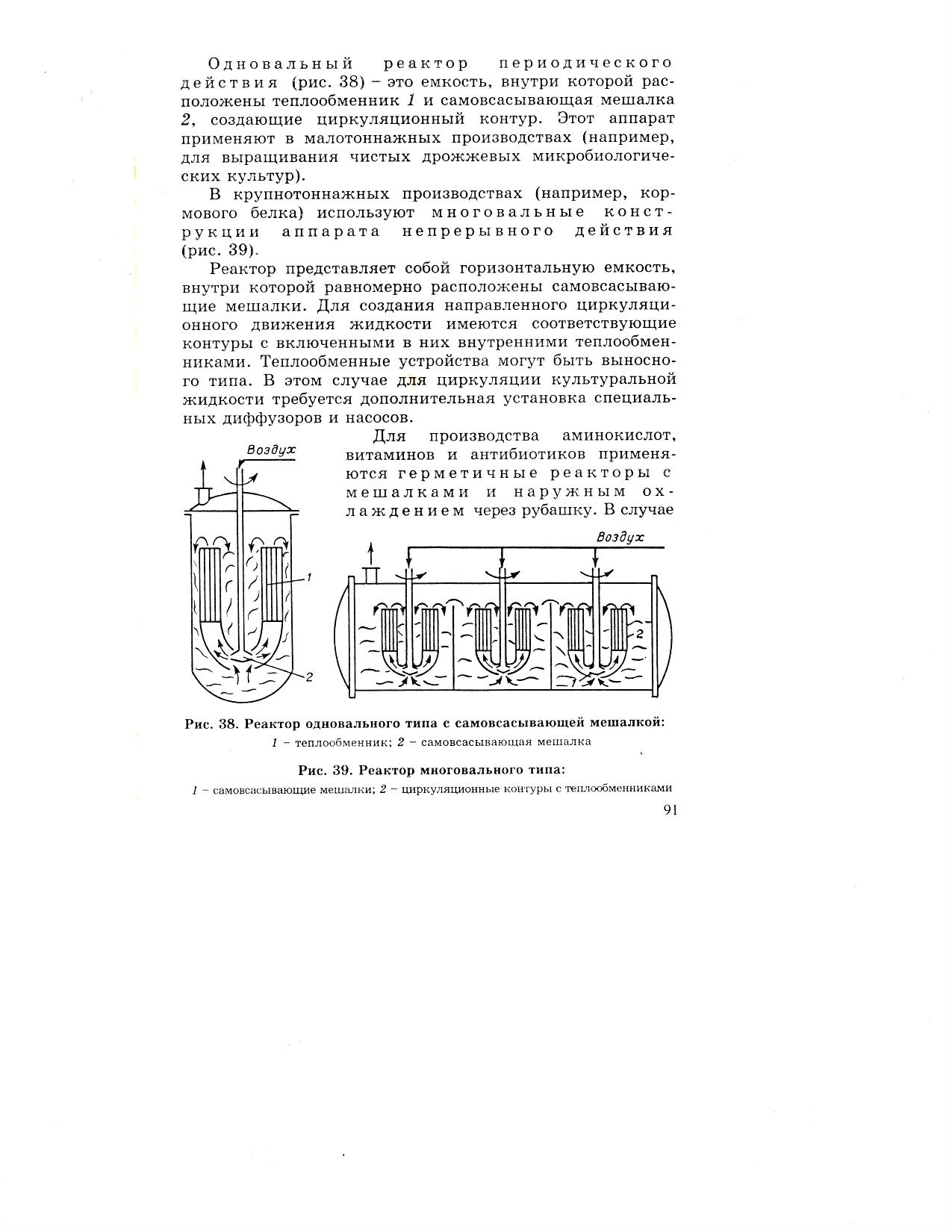
4 – корпус

5 – вал із мішалками

6 – привід для перемішуючого пристрою

Рис.1.7 – Реактор – дріжджовирощувальний апарат

**1.9 Реактор багатовального типу**



1 - самовсмоктувальні мішалки

2 – циркуляційні контури з теплообмінниками

Рис 1.8 – Реактор багатовального типу

Реактори багатовального типу використовуються у великотоннажних виробництвах (наприклад, при виробництві кормового білка).

Реактор є горизонтальною ємністю, всередині якої рівномірно розташовані самовсмоктувальні мішалки. Для створення спрямованого циркуляційного руху рідини є відповідні контури із включеними до них внутрішніми теплообмінниками. Теплообмінні пристрої можуть бути виносними. В цьому випадку для циркуляції культуральної рідини потрібна додаткова установка спеціальних дифузорів та насосів.

**1.10 Визначення якості перемішування**

При відомій потужності якість (ефективність) перемішування можна розрахувати за формулою

 (1.2)

де *Е* — показник якості перемішування (*β*, *α*, К і ін.);

*N*V — питома потужність перемішування, рівна відношенню потужності до об’єму перемішуваного середовища, кВт/м3 . Залежності виду, отримані для різних технологічних процесів і конструкцій, дозволяють вибрати найбільш ефективну конструкцію перемішувального пристрою і потім підібрати параметри його роботи для конкретного технологічного процесу. Поки що такі залежності розроблені лише для окремих процесів і конструкцій, тому якість перемішування звичайно встановлюють за критеріальними рівняннями, у визначальний критерій яких входить шуканий показник ефективності.

**1.11 Коефффіціенти массопередачи і масовіддачі**

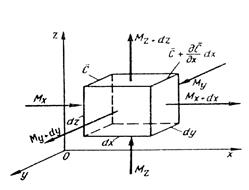
У процесах массопередачи слід розрізняти кілька випадків масообміну: між потоком газу або пари і потоком рідини; між потоками рідини; між потоками рідини і твердої фазою; між потоками газу або пари і твердою фазою.

Основними законами массопередачи є закон молекулярної дифузії (перший закон Фіка), закон массоотдачи (закон Ньютона - Щукарьова) і закон массопроводності.

Закон молекулярної дифузії (перший закон Фіка), заснований на тому, що дифузія в газах і розчинах рідко-стей відбувається в результаті хаотичного руху молекул, що приводить до переносу молекул розподіляється речовини із зони високих концентрацій в зону низьких концентрацій, свідчить: кількість речовини, перенесеного шляхом дифузії, пропорційно градієнту концентрацій, площі, перпендикулярної напрямку Диффузион-ного потоку, і тривалості процесу:

(1.3)

де: *dM* – кількість речовини, перенесеного шляхом дифузії; *D* – коефіцієнт пропорційності, або коефіцієнт дифузії; – градієнт концентрації в напрямку дифузії; *F*– елементарна площадка, через яку відбувається дифузія; *dτ* – тривалість дифузії.

Диференціальне рівняння молекулярної дифузії (другий закон Фіка) отримують, розглянувши матеріальний баланс по розподіляється речовини для елементарного паралелепіпеда, виділеного подумки в потоці однієї з фаз..

Следовательно

Основний закон массоотдачи який є аналогом закону Ньютона, був встановлений російським вченим Щукарьова при вивченні розчинення твердих тіл. Цей закон формулюється так: кількість речовини, перенесеного потоком від поверхні розділу фаз (контакту фаз) в сприймаючу фазу або в зворотному напрямку, прямо пропорційно різниці концентрацій у поверхні контакту фаз і в ядрі потоку сприймає фази, площі поверхні контакту фаз і тривалості процесу.

Відповідно до теорії дифузійного прикордонного шару розподіляється речовина переноситься з ядра потоку рідини до поверхні розділу фаз безпосередньо конвективними потоками рідини і молекулярної дифузією. У даній системі (рис. 1.9) розрізняють ядро потоку і прикордонний дифузний шар. В ядрі перенесення речовини здійснюється переважно потоками рідини або газу. В умовах турбулентної течії потоків концентрація розподіляється речовини в даному перетині в умовах стаціонарного режиму зберігається постійною. У міру при-наближенні до прикордонного диффузионному шару турбулентний перенос знижується і починає збіль-лічівает перенесення за рахунок молекулярної дифузії. При цьому з'являється градієнт концентрації розподіляється речовини, що росте по мірі наближення до кордону. Таким чином, область пограничного дифузійного шару - це область появи і зростання градієнта концентрації, область збільшення впливу швидкості молекулярної дифузії на загальну швидкість масопередачі.

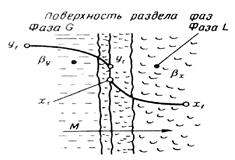


Рис 1.9 диффузионный пограничный слой

Приймемо, що розподіляється речовина *М* переходить з фази *G*, в якій його концентрація вище рівноважної, в фазу *L*.

Якщо концентрації речовини в ядрах фаз прийняти рівними и концентрації на поверхні розділу фаз – відповідно и , то процес массоотдачи речовини з ядра фази *G* до поверхні розділу фаз і від поверхні розділу фаз в ядро фази *L* можна записати так:

(1.4)

(1.5)

де: , - коефіцієнти массоотдачи, що характеризують перенесення речовини конвективними і дифузійними потоками одночасно; концентрації , вважаються рівними рівноважним, т. Е та

Коефіцієнт массоотдачи показує, яка кількість речовини передається від поверхні контакту фаз площею в 1 м2 в ядро сприймає фази або в зворотному напрямку протягом одиниці часу при різниці рушійних сил, що дорівнює одиниці. За фізичним змістом коефіцієнти массоотдачи відрізняються від коефіцієнтів масопередачі, але виражаються в однакових одиницях.

**1.12 Теплообмін в реакторах**

В результаті досліджень теплообміну між газожидкісною сумішшю та поверхнею теплообміну було визначено, що основний тепловий опір зосереджено у в'язкому шарі рідини при стінці, що не містить бульбашок газу. Цей шар може нести маленькі частинки твердої фази, через швидкість осідання яких деформується його профіль швидкості. Основний вплив на тепловіддачу складають турбулентні пульсації, проникаючі у пристінний шар від турбулентного потоку рідини і деформуються в ньому пухирців газу. Керуючись цими положеннями, таким чином можна підійти до визначення рівнянь для розрахунку коефіцієнтів теплопередачі від газорідинної суміші до стінки теплообмінної поверхні.

Загальне рівняння переносу тепла в плоскому рідинному потоці

= ()∙ (1.6)

яке можна перетворити до вигляду

= (1.7)

де *l* - безрозмірна відстань від стінки; ψ - безрозмірна різниця температур

= (1.8)

де ‒ різниця температур стінки і рідини в точці, віддаленій від стінки на відстань *.*

Приймемо допущення про можливість існування незбудженого ламінарного підшару, в якому коефіцієнт турбулентного обміну буде = 0, при великих числах Прандтля (Pr> 10) двошаровий або тришарова моделі приводять до значних помилок. Відповідно до теорії Ландау підтвердженої Дайслера, турбулентність в приграничному шарі при η ≤ 6 підпорядковується закономірності

= (1.9)

При > 6 можна скористатися залежностями (1.9), що виходять з моделі Прандтля-Кармана:

(1.10)

Якщо коефіцієнт тепловіддачі виразити у вигляді

= , (1.11)

де - максимальна різниця температур в перерізі каналу стінки і речовини, то з (1.11) можна отримати рівняння

∙ = (1.12)

в якому величина, відповідна значенням , може бути знайдена інтегруванням рівняння (1.7):

= (1.13)

З урахуванням виразів (1.12) і (1.13) неважко знайти рівняння для обчислення . Однак воно виходить настільки громіздким, що користуватися ним в практичних розрахунках незручно. У графічному вигляді залежність для знаходження величини наведена на рис. 1.10.

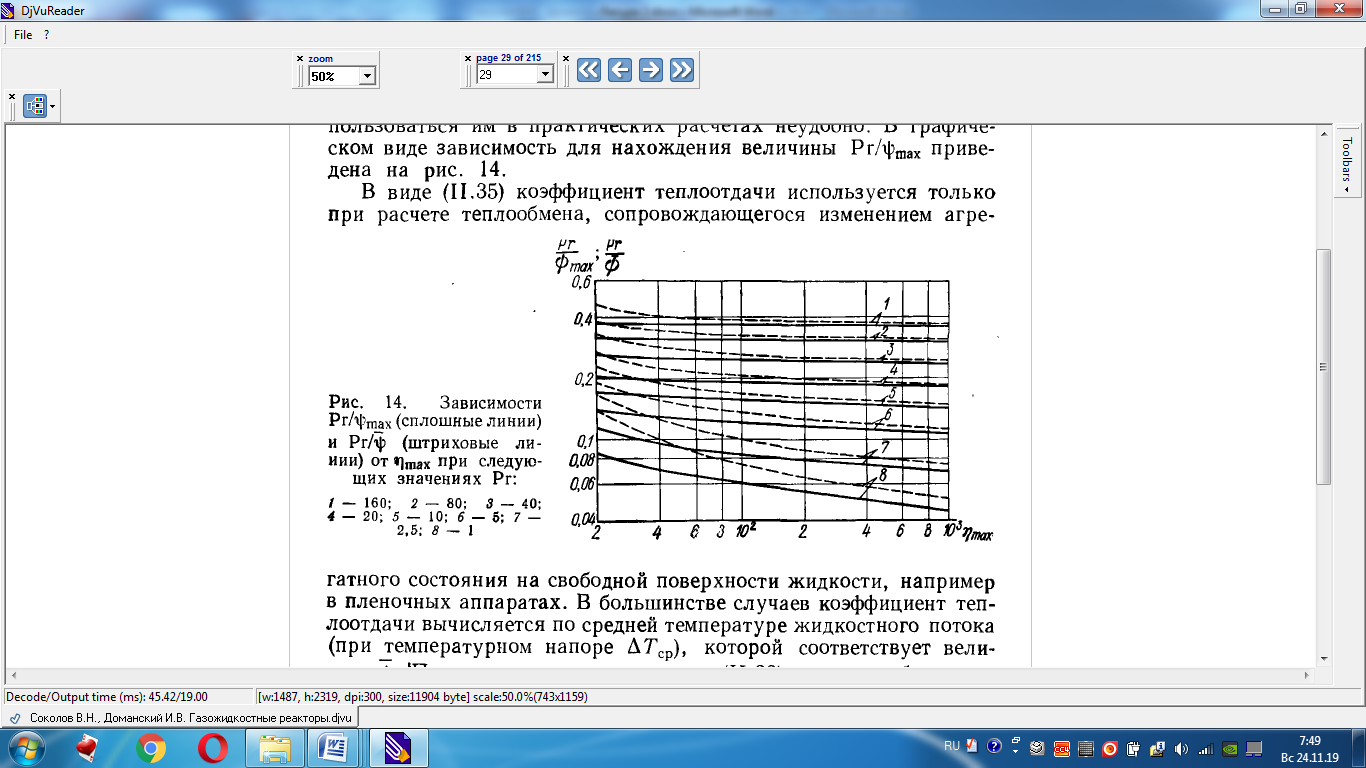


Рис. 1.10. Залежність (суцільні лінії) и (пунктирні лінії) от при

наступних значеннях критерію Прандтля : 1 ‒ 160; 2 ‒ 80; 3 ‒ 40; 4 ‒ 20; 5 ‒ 10; 6 ‒ 5; 7 ‒ 2,5; 8 ‒ 1.

У виразі (1.12) коефіцієнт теплопередачі використовується тільки у розрахунку теплообміну, що характерно супроводжується зміною агрегатного стану на вільній поверхні рідини, наприклад в плівкових апаратах. У більшості випадків коефіцієнт тепловіддачі обчислюється за середньою температурою рідинного потоку (при температурному напорі ), квіді відповідає величина . При цьому умови вираз (1.8) легко перетворити до вигляду

∙ = (1.14)

Величина для плоского потоку може бути обчислена відповідно до правила знаходження середньої температури по формулі

= (1.15)

Характер затухання турбулентних пульсацій в тонкому пристінковому шарі, товщина якого в основному і визначає інтенсивність теплообміну в цілому, незалежно від геометрії апарату зберігається таким же, як і при перебігу рідини в плоскому каналі.

= (1.16)

Істине значення при русі газожидкісних потоків завжди знаходиться між обчисленими по (1.15) и (1.16). З точки зору на незначну розбіжність останніх, візьмемо для розрахунку їх середнє значення або скористаємося даними рис. 4, де залежності от обчислені за формулою (1.16).

У разі турбулентного руху гомогенних потоків в трубах і каналах різних перетинів коефіцієнт тепловіддачі *α* можна розрахувати за рівнянням (1.14), скориставшись для динамічної швидкості і прийнявши для нього

= (1.17)

де ‒ коефіцієнт гідравлічного тертя.

Результати рішення рівняння (1.14) з урахуванням (1.16) і (1.17) були апроксимовані для області 0,7 < < 200 ззалежністю

= = (1.18)

а для області Pr> 200 - залежністю

= 0,035 (1.19)

В області значень 0,5 <Pr <25 задовільний результат дає формула

= 0,023

Ці залежності для гомогенних потоків підтверджують правомірність використання динамічної швидкості при визначенні теплообмінних процесів.

При русі газорідинних потоків в інших випадках, коли турбулентність створюється зовнішнім джерелом, динамічну швидкість для рівняння (1.14) слід розраховувати за формулою (1.9).

**1.13 Массоперенос на кордоні газ-рідина**.

У основі процесу масопереносу лежить умова, що коефіцієнт залежить від коефіцієнта молекулярної дифузії.

Згідно плівковою теорії, = /. Більш сучасні теорії дають інше співвідношення.

Теорія проникнення запропонована Хігбі, основується на тому, що рідка фаза на границі розділу фаз сумується з невеликих елементів, які безперервно підводяться за рахунок конвективного переносу з об'єму рідини з концентрацією c. Час існування усіх обсягів біля границі розділу позначено . При цьому абсорбція протікає в умовах нестаціонарної дифузії з коефіцієнтом масопереносу

= 2 (1.19)

Теорія відновлення поверхні Данквертса виходить з передумови, що біля кордону розділу фаз в кожну одиницю часу оновлюється частка поверхні, тоді

= (1.20)

Рівняння (1.19) і (1.20) дають залежність , що найбільш часто підтвер-ждается експериментом, однак розрахувати по ним величину в більшості випадків не представляється можливим на увазі невизначеності величин и .

Дивлячись на масообмін при барботажі з позиції теорії проникнення, Хігбі прийняв час перебування елементарного обсягу біля границі розділу фаз

=

Додавання цього виразу в рівняння (1.19) дає рівняння

=

Схожу залежність можна отримати, орієнтуючись на моделі відновлення поверхні.

Тепер більш перспективною вважається дифузійна теорія Левіча, яка виходить з безпосереднього аналізу системи дифурів, що описують конвективно-дифузний массоперенос.

При вивченні стаціонарного масопереносу до одиночної сферичної частинки або від газового міхура в рідину роздивляються рівняння конвективної дифузії в сферичних координатах:

+ = (1.21)

Через це беруть наступні граничні умови: для випадку масопереносу речовини з рідини до сферичної твердої частини, на поверхні якої відбувається хімічна реакція, = 0 при *r* = /2 и  *=*  при *r* ; для випадку масопереносу з поверхні газового мішка в рідину *=*  при *r* = /2 і = 0 при *r* .

Основний опір масопереносу зосереджено в дифузійному пристінному шарі, ширина якого

= = (1.22)

де ‒ ширина гідродинамічного прикордонного шару, в якому проходить основна зміна швидкості набігаючого на тіло потоку від w до нуля; ‒ критерій Шмідта.

Так як товщина гідродинамічного шару на відстані *l* від точки набігання потоку на тіло , тто з рівняння (1.22) слід

(1.23)

Знак ступеню *n* залежить від глибини проникнення турбулентних пульсацій в дифузний прикордонний шар.

Порівняння між конвективними і молекулярно-дифузійним переносом речовини охарактеризовується критерієм Пеклі, який визначається створенням критеріїв Рейнольдса і Шмідта

= ∙ =

Чим менше дифузія , тим на меншій відстані від твердої поверхні переносу рідини турбулентними пульсаціями домінує над молекулярною дифузією. Згідно з цим положенням Левіч рекомендує приймати = 1/3 при 1 и  *=* 1/4 при 1. Тому, з ростом величини критерій Шмідта Sc зменшується і показник ступеня n, можна при обробці дослідних даних в умовах масообміну між рідиною і твердим тілом приймати = 1/3. Процес конвективної дифузії на границі газ-жидкість або жидкість-жидкість істотно різниться від масопереносу на границі жидкість-тверде тіло. Внаслідок руху поверхні розділу фаз, на ній згортається в нуль тільки нормальна складова швидкості потоку , але не дотична . Це сприяє більш інтенсивному конвективному переносу в порівнянні з випадком масообміну на межі жидкість-тверде тіло і ослабляє вплив молекулярної дифузії. В цьому випадку число ступеню при критерії Шмідта Sc в рівнянні (1.23) збільшується до   
 = 1/2.

При першому приближенні, зміну концентрації в дифузійному прикордонному шарі можна вважати прямолінійною і коефіцієнт масопереносу прирівняти до = . Ця формулировка за формою записи збігається з вираженням = , прийнятим в плівковій теорії, однак між и є істотна різниця. У дифузійному шарі враховуються рух жидкісті і збуджений нею конвективний перенос, а ширина його залежить від властивостей жидкості, її швидкості та місця розташування на статичній поверхні по ходу потоку, що набігає.

Підводячи все вищевикладене, можна навести такі збіжності, які характеризують массообмін в різних випадках: при масопереносі з рідини до твердої круглої частинки, на поверхні якої протікає хімічна реакція,

= ∙ (1.24)

при масопереносу з не деформованих крапель або газового бульбашка

∙ (1.25)

де ‒ швидкість потоку жидкості далеко від розглянутого тіла; Sh - критерій Шервуда.

Якщо в рівнянні (1.25) в якості звичайної швидкості w прийняти швидкість випливу газової бульшки , то воно дає залежність, перевірену багатьма дослідниками. Зокрема, рівняння Буссінеска, получене в 1905 р, яке має вигляд

= 1,13∙ (1.26)

Таке ж рівняння отримуємо і з теорії Хігбі. де = / ‒ критерій Шервуда.

Згідно з турбулентно-конвективної теорії масопереносу яка полягає в тому, що вона дає можливість дослідникам проаналізувати досліджене ним явище масообміну та дати достовірніше розрахункове рівняння з мінімальним залученням дослідного матеріалу. У промислових газожидкісних реакторах процес массопереносу, на відміну від роздивлених ідеалізованих систем, є дуже складним за низкою побічних чинників таких, як внезапна турбулентність границі розділу фаз, викликана концентраційною зміною поверхневого натягу, або збільшенням міжфазної поверхні поверхнево актвними речовинами (ПАВ). Складніший процес і при масовому барбатажі газу. У цьому випадку внаслідок сильного перемівування рідини основну роль в масопереносі буде брати середня швидкість турбулентних пульсацій *u'*. Для цього случаю Левіч предложив рівняння

= ∙∙ (1.27)

де ‒ табличний розмір реактора, за яким визначається масштаб пульсаційної швидкості .

Левіч зробив спробу висловити величину через дисипацію енергії газового току, що внедряється в барботажний шар, але вона призвела до залежності від швидкості газу в дірках барботера, їх кількості та радіусу. Це, може бути прийнято тільки у разі газорідинних шарів маленької висоти.

Аналізуючи рівняння (1.27), можна зазначити, що виходить з нього незалежність коефіцієнта масопереносу від розмірів газового бульбаша, що підтверджується і емпіричними даними. Це положення злегшує ціль розрахунку масообміну в барботажних реакторах, але залишається невизначеність поверхні дотикання фаз, для знаходження якої до сих пір немає ефективних рекомендацій. Тому при виразі кінетики газорідинних реакцій начастіше користуються об'ємним коефіцієнтом массопереносу , який характеризує собою об’єм речовини *B*, яких зреагував в 1 м3 реакційного об’ємі апарату. Повернемося до рівняння швидкостіі перетворення речовини A в газорідинному реакторі . Поява в ньому пояснюється тим, що удільна поверхня *a* віднесена до реакційного об'єму апарату , тобто. до обсягу газорідинної суміші. Якщо отнести поверхню контакту фаз до обсягу рідини, яка участвує в масообмінних, то рівняння швидкостіі перетворення речовини A в газорідинному реакторі, не слід очікувати утримання параметра 1 ‒ . З цього виходить, що для виключення 1 ‒ з емпіричних рівнянь, що пояснює об'ємний коефіцієнт масопередачі, його треба враховувати до обсягу рідини, яка знаходиться в реакційній зоні апарату.

Зазвичай з метою виключення з розрахованого рівняння невідомої величини - діаметра газового бульбашка - його замінюють капілярною константою

=

Якщо це допустити припущення рівняння масопереносу скорочується до вигляду

= = (1.28)

Користуючись такою залежністю, вчений істотно спрощує методику досліду і тим самим скорочує можливу похибку одержуваного експерементального рівняння для розрахунку , однак при цьому ускладнюється дослідження фізичної сутності досліджуваного явища.

Важкість розрахунку гідродинамічної обстановки в газожидкісних реакторах створює перешкоду досить суворим аналізом отримати рівняння для вичіслення коефіцієнту масопереносу як в газовій, так і жидкісній фазах. Ці перепони обумовлені рухливістю границі розділу фаз, що ускладнює математичний аналіз проникнення турбулентних пульсацій в приграничний дифузний шар. Тому зараз при вичісленні массопередачі в промислових апаратах приходиться користуватися опитними рівняннями, орієнтуючись на достовірність результатів тільки в умовах, близьких до експериментальних.

**1.14 Процеси у рідині при механічному диспергуванні газу у рідині**

В апаратах типу РМС газ підводять під поверхню перемішуючого пристрою. Огибаючи диск мішалки газ зривається з лопатей мішалки у вигляді шлейфу і дальніше шлейф газу руйнується до бульбашок необхідного (розрахункового) розміру в тубулентному потоці ридини. З цоьго слідує, що розміри бульбашок, яка може сягати 1-2 мм, при ефективному перемішуванні, а також питома поверхня не залежать від способу підведення газу в реактор. При розрахунку газовмісту системи газ-рідина часто користуються двома формулами. Для чистих рідин, що не містять ПАР та інших домішок, за даними

(1.29)

де – потужність, яка витрачається на змішування, віднесена до об’єму рідини в апараті.

За структурою рівняння (1.29) об’єднує значення *φ*, при простому барботажі, якщо *N* = 0, та при змішуванні. Однак його використання на практиці ускладнене потрібністю попереднього розрахунку потужності на перемішування.

Більш простий спосіб визначення газовмісту був запропонований вченими Сойфером і Кафаровою. При перемішуванні газорідинної системи шестилопатевою турбінною мішалкою в сосуді з відбивними перегородками товщиною *b* = 0,08*D*

(1.30)

де *А, С*— коефіцієнти; *k1* — коефіцієнт, що враховує в'язкість робочої рідини; *k2* — коефіцієнт, що враховує діаметри ємності *D* і мішалки *dм;   
k3*— коефіцієнт, що враховує висоту *h* розположення мішалки над днищем апарату:

*;*

;; ,

де – в'язкість води при 20° *С*.

Щоб розрахувати газовміст в реакторах типу РМЦ доки що немає точних рекомендацій. При вивченні реакторів з замкнутим об'ємом, величина *φ*г визначається об’ємом залитого в нього серидовища (рідини). При безперервній подачі рідини, а також газу об'ємна частина назу буде залежати від якості перемішування, умови перемішування детально поки ще не вивчені. Тому при описі різних явищ в РМЦ користуються витратним коефіцієнтом газовмісту

;

де и — наведені швидкості газу і рідини в центральній трубі реактора

Таблиця 1.2 – параметри мішалки

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Число перегородок, z | Область застосування рівняння (2) | *С* | *m* | *k3* |
| 3 | *A≤30* | 0.425 | 0.42 | 1.16(*h/D*)-0.15 |
| 3 | *A>30* | 1.50 | 0.26 | (*h/D*)-0.32 |
| 4 | *A≤30* | 0.83 | 0.61 | 0.76(*h/D*)-0.565 |
| 4 | *A>30* | 1.50 | 0.26 | (*h/D*)-0.385 |

**1.15 Теплообмін в системі газ рідина при механічному диспергуванні газу**

Визначаємо коефіцієнта тепловіддачі до стінки теплообмінного елемента від газорідинної суміші за рівнянням

Потреба знаходження на проміжкових стадіях таких величин, як потужність на перемішування, газовмсіт системі газ-рідина, динамічна швидкість потоку, робить цей метод розрахунку дуже об’ємним. Наряду з цим збільшується кількість можливих помилок на проміжних стадіях розрахунку, які немучі при використанні емпіричних рівнянь, може дати значення коефіцієнта теплопередачі з великою погрішністю. Через це більш надійними прийдеться визнати емпіричні рівняння, отримані при вивченні теплообміну.

До шестилопатевих турбінних мішалок можна порекомендувати такі рівняння: при тепловіддачі від стінки реактора, укладеного в кожух,

(1.31)

при тепловіддачі до змійовика, розміщеному в посудині,

(1.32)

Ці рівняння були отримані на основі досліджуваних даних при перемішуванні в апаратах з діаметрами *D* = 230 мм и *D* — 700 мм рівнем води, трансформаторного масла і масла «Claus 33»; швидкість поглинаємого повітря змінювалась від 0,020 до 0,083 м / с. Критерії знаходилися у наступних рамках:

*; ;*

*.*

1. **РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА**

**Вхідні дані:** мікроорганізми поглинають розчинений кисень з питомою (віднесеної до одиниці об’єму культурального рідкого середовища) швидкістю кг/(м3 с) і виділяють в результаті біохімічних процесів теплоту з питомою швидкістю *qvt*=15 кВт/м3; робочий об’єм апарата (об’єм неаерованої культуральної рідини) *Vр =* 5 м3;

витрата повітря, що подається в апарат, *W*г = 0,1 м3/с;

температура середовища і концентрація розчиненого в ньому повітря підтримуються постійними: *t* = 35°C; *C* = 0.1 *C*р ; *C*р – концентрація насичення культурального середовища киснем повітря.

**2.1 Вибір відсутніх початкових даних.**

Для розрахунку апарата виберемо з літературних джерел теплофізичні параметри культуральної рідини (залежно від виду мікроорганізмів і параметрів культивування) при температурі культивування 35 °*С:* густину [кг/м3], динамічну в’язкість *μ*р [Па·с], теплоємність *с*р [Дж/(кг·К)], коефіцієнт теплопровідності *λ*р [Вт/(м·К)], число Прандтля.

Приймаємо умовно (для більшої універсальності розрахунку) ці параметри рівними відповідним характеристикам води при температурі   
35 °С. Впливом на масо- і теплоперенесення протікання рідини через апарат (при безперервному процесі культивування), а також втратами теплоти в навколишнє середовище можна нехтувати через їхню малість.

Для відведення теплоти, що виділяється при біохімічних реакціях і в результаті інтенсивного перемішування, необхідно встановити оболонкову поверхню охолоджування із спіральною перегородкою, що утворює спіральні канали з кроком 0,25 м і перерізом 0,25×0,03 м.

Як холодоагент використовуємо воду з температурою на вході (початковою) *t*п= 15 °С і на виході (кінцевою) *t*к = 25 °С. Теплофізичні параметри хладоагента вибираємо за середньою температурою води

**2.2 Вибір типу мішалки і конструкції апарата.**

При подачі значної кількості повітря в апараті утворюється газорідинна система з високим вмістом повітря. Для інтенсивного перемішування газорідинних систем, що прискорює диспергування повітря, необхідні значні напруження зсуву і циркуляція, що найкраще досягається за допомогою турбінних мішалок.

Об’єм газорідинної системи значно перевищує об’єм ненасиченої повітрям культуральної рідини *V*р. Повний об’єм апарата можна визначити за рівнянням , де – коефіцієнт заповнення (приймається залежно від особливостей культивування в межах 0,5...0,7). При   
 повний об’єм апарата м3.

Виходячи з об’єму апарата вибираємо внутрішній діаметр апарата *D*=1800 мм. Висота корпусу апарата *Н*а =4180 мм. Далі за   
ДСТУ 20680–75 вибираємо апарат з еліптичними днищем і знімною кришкою (тип 0), оболонкою (тип 01), відкритою турбінною мішалкою в сполученні з відбивними перегородками (4 шт.) та барботером (тип 73).

**2.3 Розрахунок потужності використаної на перемішування**.

Перемішуючий пристрій повинен забезпечити необхідну інтенсивність масопередачі. Його параметри залежать від необхідної для цього потужності перемішування. Питому потужність *Ni*, необхідну для забезпечення заданої інтенсивності масопередачі (по кисню) в апаратах з турбінними мішалками, для чого необхідно заздалегідь визначити об’ємний коефіцієнт масопередачі *KV* і відносний газовміст φ.

Із загального рівняння масопередачі при повному перемішуванні маємо:

, (2.1)

де – питома швидкість масопередачі по кисню, кг/(м3с); *М* – маса кисню, кг; *V*p – об’єм рідкої фази, м3; – середня різниця концентрацій кисню, що віднесена до рідкої фази, кг/м3.

Кисень належить до важкорозчинних у воді газів, і розчини його наближаються до ідеальних (підкоряються закону Генрі). Тому при диспергуванні кисню лінія рівноваги графічно визначається прямою лінією і середня різниця концентрацій може бути розрахована як її середньологарифмічне значення:

, (2.2)

а при – як середнє арифметичне:

, (2.3)

де – різниця концентрацій на вході повітря в апарат (більша); – різниця концентрацій на виході повітря з апарата (менша); і – концентрація кисню в рідині, рівноважна з повітрям, відповідно на вході в апарат і виході з нього; С – поточна концентрація кисню, розчиненого в рідині, в процесі культивування; при повному перемішуванні у всіх точках апарату *С* =0,1 *С*р

Рівноважна концентрація кисню в рідкій фазі для системи вода — повіт-ря при постійній температурі залежить від масової концентрації кисню в повіт-рі і загального тиску системи:

*,* (2.4)

де *Р* – загальний тиск, Па; *М*г, *М*р – молекулярні маси газу (кисню) і води;   
*М*г = 32, *М*р=18; *у* – концентрація (масова частка) кисню в повітрі; *m*px – конс-танта фазової рівноваги, що встановлює зв’язок між парціальним тиском кисню у повітрі і концентрацією (масовою часткою) його в рідкій фазі; при температурі 35 °С, Па.

Загальний тиск системи на виході повітря з апарата може бути прийнятий рівним атмосферному: *Р*к = 1,01105 Па. Тиск на вході при висоті стовпа рідини при:

м

становить

Па.

Масову частку кисню в атмосферному повітрі приймаємо *у*п = 0,232.

На виході з апарата концентрація кисню в повітрі *у*к менша, ніж на вході (внаслідок абсорбції зі швидкістю ):

=

Використовуючи знайдені значення *у* і *Р*, розрахуємо рівноважні концентрації кисню на вході і виході з апарата:

кг/м3;

кг/м3;

Концентрація розчиненого кисню

кг/м3.

Розрахуєм , , :

кг/м3;

кг/м3;

кг/м3;

Об’ємний коефіцієнт масопередачі.

c-1

Відносний газо вміст φ, що входить в рівняння (25), розрахуємо за рів-нянням (24), для чого заздалегідь задамося питомою потужністю перемішування кВт/м3 і визначимо приведену швидкість повітря, віднесену до поперечного перерізу апарата:

Звідки

; .

Підставивши *KV* і φ в рівняння (25), отримаємо:

кВт/м3.

Оскільки отримане значення *NV* мало відрізняється від прийнятого при розрахунку φ, в подальших уточненнях немає необхідності.

**2.4 Розрахунок параметрів перемішуючего пристрою**

Параметри середи перемішування:

Густина середовища *ρ*с:996 кг/м3

Густина повітря *ρ*с:1165 кг/м3

Динамічна в‘язкість рідини *μ*c: 804ˑ10-6 Па∙с

Так як продуктами для утворення глутамінової кислоти є дві взаємо-розчинні рідини, а вихідними продуктами є вуглекислота і вода, тоді для вибору пермішуючего пристрою призначаємо наступні технологічні процеси:

* Перемішування взаємо-розчинних рідин;
* Інтенсифікація теплообміну;
* Вирівнювання температури;
* Механічне диспергування кисню у рідині.

За заданми технологічними процесами обираємо мішалку типу 1 (Лопатєву).

Геометричні характеристики перемішуючого пристрою розраховуються наступним чином

Діаметр (розмах) мішалки:

Висота лопаті мішалки:

Мінімальна висота до днища апарату:

За графіком приведеному на рис.1.7 знаходимо критерій потужності *KN*

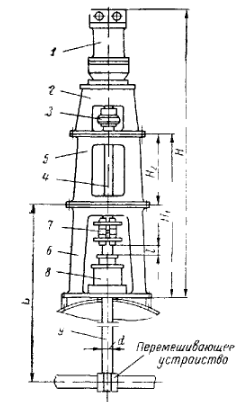


Рисунок 2.1 – Загальний вигляд

Підбір вузлів і деталей, що перемішує пристрою. Вибір типу ущільнення.

Для герметизації апарату в місці введення вала в кришку використовують сальникові або торцеві ущільнення застосовують в апаратах для переробки нетоксичних вибухо- і пожежонебезпечних середовищ при тиску до 0,6 МПа. Торцеве ущільнення (рис.2.2) використовують в апаратах для переробки кислих і лужних середовищ при тиску до 2.5МПа.

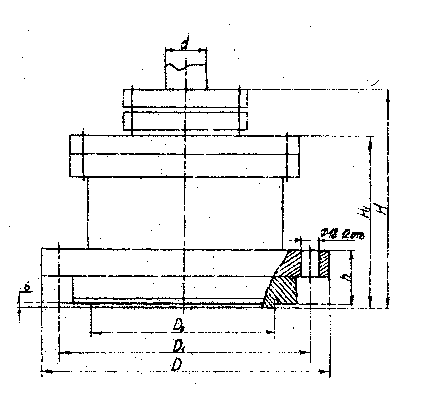


Рисунок 2.2 – Общий вид торцевого уплотнения

**2.5 Вибір типу мотор-редуктора.**

В якості приводів можуть бути використаний мотор-редуктор типу ВВП (рис 3.3). Це агрегат, в якому конструктивно об'єднані електродвигун і редуктор.

Вихідними даними для вибору мотор-редуктора служать необхідна потужність мішалки Рм = 14,2 кВт і частота її обертання nм =2 об/мин.

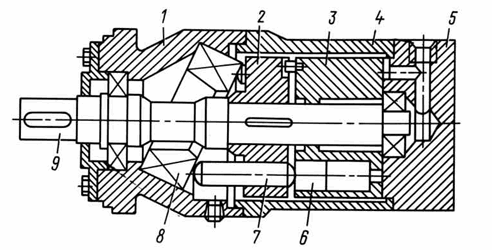


Рисунок 2.3 – Загальний вигляд аксіально-поршенового гідромотору

Необхідну потужність електродвигуна  визначають за умовою:

 (2.5)

де  – потужність на валу мішалки;

 = 0,98 - КПД підшипників, в яких встановлено вал (відповідно до конструктивною схемою підшипникового вузла);

 = 0,97- КПД механічної передачі (редуктора);

 = 0,98 КПД, враховує втрати потужності в ущільненні;

= 0,98- КПД, враховує втрати в муфті.

Вибираємо мотор-редуктор ВОМI кВт, nм = 2 об/хв

Для з'єднання вала мішалки з валом мотор-редуктора використовують поздовжньо-роз'ємну, пружну втулочно-пальцеве або зубчасту муфти. За допомогою поздовжньо-рознімної і зубчастої муфт можливе з'єднання валів однакового діаметра, а за допомогою пружної втулочно-палацовий муфти з'єднання валів різних діаметрів. Розміри муфти підбирають по діаметру вала мотор-редуктора *d*, та розрахунковому моменту наступним чином:

а) визначити кутову швидкість обертання валу:

 (2.6)

де n - частота обертання мішалки;

б) обчислюємо крутний момент на валу:

Нм

де: Р - потужність на валу мішалки кВт;

в) визначаємо величину розрахункового моменту:

Tp = kT, (2.7)

Tp = 1,2∙7100 = 5916

де k - коефіцієнт режиму роботи, що враховує умови експлуатації   
(k=1.2 - 1.5 для дволопатєвих мішалок).

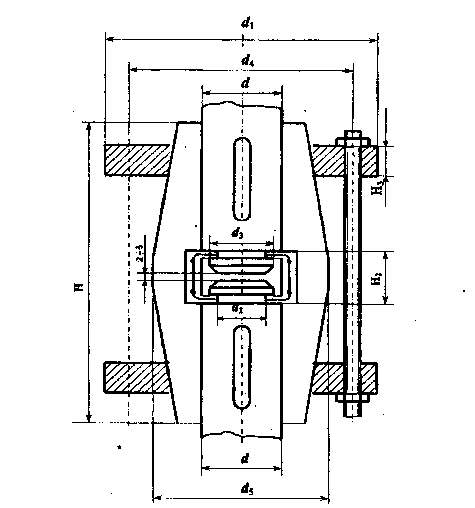


Рисунок 2.4 – Загальний вигляд поздовжньо-рознімної муфти

**2.6 Вибір опори приводу.**

Стійка має вигляд усіченого конуса, що виконується з чавуну, з трьома опорними поверхнями. На верхній опорної поверхні монтують мотор-редуктор, для чого в цій поверхні передбачені наскрізні отвори. Середня поверхня служить для установки підшипникового вузла, нижня опорна поверхня призначена для з'єднання стійки з опорою (бобишкою) 7 (див. Рис.3.1, 3.2). Для зручності монтажу і демонтажу мотор-редуктора під опорною поверхнею передбачені вікна розміром 50x70 мм.

**2.7 Проектний розрахунок і конструювання вала і підшипникового вузла**

Проектний розрахунок валу. Розрахунок виконується по напруженням кручення. Метою розрахунку є визначення найменшого діаметра вала. Вихідними даними є потужність на валу *Р* (кВт) і частота обертання мішалки і (об / хв).

Мінімальний діаметр *d* валу приймаємо 52 мм.

Розглянемо порядок конструювання консольного вертикального вала з двома підшипниками кочення.

1. Верхній кінець вала з'єднуємо з валом редуктора стандартною муфтою. Довжину цієї ділянки вала приймаємо рівною = 50 мм і уточнюємо за розмірами муфти.

2. Діаметр вала під ущільнення (в кришці підшипникового вузла) беремо рівним

 d + (4...7) = 57 мм

і округляємо до найближчого стандартного  65 мм,

*l*2 = *b* + *s* = 22 + 20 = 42 мм,

де *b =* 22 мм - ширина манжети,

s = 20 мм - товщина кришки в місці установки манжети.

Розміри манжетних ущільнень вибирають по діаметру валу *d*2.

3. Діаметр ділянки з різьбленням під шлицевую гайку   
 48 + (2...4) = 52 мм повинен бути узгоджений з розміром різьби в гайці. Довжина цієї ділянки = 25 мм.

4. Наступна ділянка вала призначений для посадки підшипника. його діаметр 62 мм повинен бути узгоджений з діаметром отвору внутрішнього кільця підшипника. На стадії ескізного проекту спочатку приймають кулькові радіально-наполегливі підшипники легкої серії. Довжина цієї ділянки вала

 В + 5 = 15 + 5 = 20 мм,

де В - ширина підшипника.

5. Між підшипниками кочення встановлюють розпірну втулку, внутрішній діаметр якої дорівнює діаметру *d*. Зовнішній діаметр втулки

  + (6...8) = 51 мм.

6. Діаметр під сальник узгоджуеться з діаметром отвору під сальник   
= 65. Довжина *l* цієї ділянки вала приймається конструктивно аналогічно *l*5 з урахуванням розмірів сальника *l*5=23 мм.

7. Участок валу *d*6 = 60 мм в місці посадки мішалки приймають рівним діаметру отвору в маточині мішалки *d*c  Довжина ділянки під мішалки знаходиться за формулою *l*6 = *d*м ∙ 0,1 ∙ 1,2= 152 мм.

8. Діаметр валу, у місці погруження у реактор *d*7 = *d*6 + (2…5)=60+4=64 мм, довжина ділянки *l*6 = (Hц – hм) - *l*6 – *l*3 = 3793 мм.

3.4 Перевірочний розрахунок вала.

Основними критеріями працездатності валів пристроями, є виброустойчивость і міцність.

Перш ніж приступити до розрахунку вала, необхідно вибрати розрахункову схему і визначити довжину розрахункових ділянок вала.

Вибір розрахункової схеми. Кожному конструктивному рішенню кріплення вала відповідає своя розрахункова схема.

1. Жорстке з'єднання валів мотор-редуктора і мішалки.

2. Рухоме з'єднання валів.

**2.8 Розрахунок на міцність та вібростійкість.**

Розрахунок здійснюємо в такій послідовності:

*Розрахунок на вібростійкість*

1. Визначаємо масу одиниці довжини вала:

, (2.8)

де *ρ = 7,92 ∙ 103 кг/м3* - щільність матеріалу валу (сталь марки 12Х18Н10)

*d*(*d*2) = 0,06 *м* - діаметр вала в місці ущільнення, м.

2. Обчислимо момент інерції поперечного перерізу вала:

 (2.9)

3. Визначимо значення коефіцієнтів:

 (2.10)



де *M*м = 14,7 *кг* - маса мішалки, кг (табл.43),

*l*, *L* - значення довжин відповідних ділянок вала, м (по розр. схемою і компонуванні).

4. Відповідно до обраної розрахункової схемою визначимо коефіцієнт  

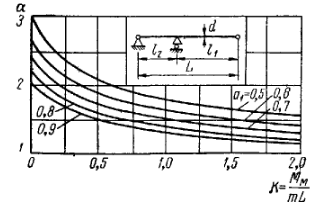



Рис. 2.5 – Значення коэфыціенту  в залежності від *K*

 = 1.9

5. Визначимо критичну швидкість вала:

(2.11)

де  модуль поздовжньої пружності вала.

Перевіримо виконання умови

Умова міцності виконується.

**2.9 Розрахунок на міцність**

Розрахунок передбачає визначення еквівалентних напружень вала в небезпечних перетинах (в місцях з найбільшим изгибающим моментом). Вибір таких перетинів виконують після побудови епюр згинаючих і крутних моментів.

1. Визначити ексцентриситет центру маси пристроями,:

, (2.12)

де -діаметр мішалки, м .

2. Визначити значення приведеної маси мішалки і вала

 (2.13)

де q - коефіцієнт приведення розподіленої маси вала до зосередженої маси мішалки.

Для першої розрахункової схеми:

 (2.14)

3. Визначаємо радіус обертання центра ваги наведеної маси мішалки і вала.

 (2.15)

4. Визначаємо відцентрову силу

(2.16)

5. Визначаємо радіальні реакції в опорах:

Знайдемо реакції в опорах:

:





:





*R*A

*R*B

*F*ц

0,26

0,54

*Т’*

*M*B = 115,5 *H∙м*

*T* = 63,6*H∙м*

*M*, *H∙м*

*Т*, *H∙м*

Рисунок 2.6 - Епюри крутного і згинального моментів.

Перевірка:

-RA + RB – Fц = 0

-300+ 444,4 – 144 = 0

MA = 0

MB = l2∙RB = 0,26 ∙ 444,4 = 115,5 H∙м

;

.





20,5 МПа <125,1 МПа – умови виконуються.

**2.10 Перевірочний розрахунок шпоночно з'єднання**

Шпонки призматичні (ГОСТ 23360-78)

Діаметр валу *d*=52-65 мм

; (2.17)

де: 

*T* = 580 Нм - крутний момент вала;

*d* = 58 мм - діаметр валу;

*h* = 8мм - висота шпонки;

*l* = 32мм - довжина шпонки;



 умова виконана.

**2.11 Виготовлення валу**

Таблиця 2.1 – Характеристики валу

|  |  |  |
| --- | --- | --- |
| Параметр: | d, мм | l, мм |
| Діаметр 1 ступені валу | 65 | 195 |
| Діаметр 2 ступені валу | 64 | 3793 |
| Діаметр 3 ступені валу | 62 | 250 |
| Діаметр 4 ступені валу | 60 | 152 |
| Діаметр 5 ступені валу | 50 | 97 |

Визначаємо заготовку. Геометричною фігурою нашої заготовки буде циліндр. Діаметр циліндру обираємо за наступною формулою

Вибираємо діаметр стандартної заготовки. .

Розрахункова маса заготовки буде

,кг (2.18)

де – розрахована маса готової деталі;

– розрахунковий коефіціент.

(2.19)

де - діаметр останнї ступені, м;

– довжина останньої ступені, м.

Для виготовлення деталі (валу) необхідно визначити допуски та шорсткості поверхонь обробки.

Таблиця 2.2 – Характеристики валу

|  |  |  |  |  |
| --- | --- | --- | --- | --- |
| Параметр: | d, мм | l, мм | допуск, мкм | Шорсткість, |
| Діаметр 1 ступені валу | 65 | 195 | 100 | 3,2 |
| Діаметр 2 ступені валу | 64 | 3793 | 260 | 12,5 |
| Діаметр 3 ступені валу | 62 | 250 | 260 | 12,5 |
| Діаметр 4 ступені валу | 60 | 152 | 100 | 6,3 |
| Діаметр 5 ступені валу | 50 | 97 | 100 | 3,2 |

**2.12 Тепловий розрахунок**.

Для підтримки необхідної температури процесу (*t* = 35 °С) при культивуванні мікроорганізмів необхідно відводити не тільки теплоту біохімічних процесів, але і теплоту, що утворюється в результаті дисипації механічної енергії при перемішуванні з питомою потужністю *NV* = 6,4 кВт/м3. При об’ємі рідини *V*p = 5 м3 теплове навантаження поверхні охолоджування

кВт.

При вибраних раніше параметрах охолоджуючої води середній температурний напір

*°С*

Для розрахунку поверхні охолоджування необхідно знайти коефіцієнт теплопередачі:

, (2.20)

де – коефіцієнт тепловіддачі від рідини, що перемішується, до стінки апа-рата, Вт/(м2·К); – коефіцієнт тепловіддачі від стінки апарата до охолоджуючої води, Вт/(м2·К); – товщина стінки апарата м; – теплопровідність стінки: для неіржавіючої сталі марки 12х18н10т приймаємо Вт/(м·К).

Розрахунок виконуємо по рівнянням (18) з урахуванням відхилення проектованого апарата від дослідженої типової конструкції по *ГD* і *ГH* (впливом відхилення *ГВ* нехтуємо):

За значенням *Nu* визначаємо

Вт/(м2 ·К).

При розрахунку температура стінки умовно прийнята середньою між температурою середовища, що перемішується, і охолоджуваною водою   
(*t*ст = 27 °С).

Охолоджена вода протікає по спіральному каналу прямокутного перерізу (*n*сп х *b*сп), площа якого *f* = 0,0075 м2, а еквівалентний діаметр

м.

Витрата охолодної води обчислюється з рівняння теплового балансу

кг/с

а швидкість руху води в каналі

м/с

При такій швидкості критерій Рейнольдса

режим руху турбулентний, і для розрахунку можна використовувати критеріальне рівняння:

*,*

де *X* — коефіцієнт, що враховує кривизну спіралі:

*.*

Прийнявши критерій Рrст = 5,93 при *t*ст = 27 °С визначаємо критерій Нуссельта:

а потім коефіцієнт

Вт/(м2 ·К)

Далі визначаємо коефіцієнт теплопередачі *К*0:

Вт/(м2 ·К)

З урахуванням забруднення поверхні (φн=0,9) коефіцієнт теплопередачі

Вт/(м2 ·К)

Поверхня охолоджування

м2

і розміститься на висоті

тобто на бічній поверхні апарата в його робочій зоні.

На основі отриманих розрахункових даних проектується апарат, загальний вид якого приведений на сбірному кресленні. Більшість вузлів апарата нормалізована і їх конструкція описана в довідковій літературі. Корпус апарата виконується по ОСТ 26–01 1246–75.

**2.13 Розрахунок еліптичного днища та еліптичної кришки**

Схема до розрахунку подана на рис 2.7.



Рис 2.7 – Розрахункова схема еліптичного днища, навантаженої   
внутрішнім тиском

Допустиме напруження матеріалу:

Мпа

Розрахункова товщина стінки еліптичного днища:

Товщина стінки з урахуванням суми прибавок до розрахункової товщини стінки:

*S* = *S*R + *C* = 0,002441 + 0,0013 = 0,003741 м

Товщину стінки приймаємо з конструктивних міркувань: S =14 мм.

Допустимий внутрішній тиск:

МПа

Перевірка міцності:

P<[P] (2.21)

0,101<0.393

Умова міцності виконується.

Товщина стінки еліптичного днища оболоні дорівнює S = 45 мм, при якій задовольняється умова міцності.

**2.14 Розрахунок штуцерів**

Діаметр штуцерів визначається за формулою:

*,* (2.22)

де *G* – масовий видаток теплоносія, *ρ*– густина теплоносія, *w* – швидкість руху теплоносія в штуцері.

Діаметр патрубку для подачі та відведення води:

Вибираємо штуцер для подачі та відведення води:

Діаметр штуцера: *d*Т = 0,098 м

Товщина стінки штуцера: *s*Т = 0,003 м

Виліт: *H*Т = 0 м.

Діаметр патрубку для подачі та відведення повітря:

Вибираємо штуцер для подачі та відведення повітря:

Діаметр штуцера: dТ = 0,020 м

Товщина стінки штуцера: sТ = 0,003 м

Виліт: HТ = 0,155 м.

Діаметр патрубку входу середовища та виходу продукту:

Вибираємо штуцер входу середовища та виходу продукту:

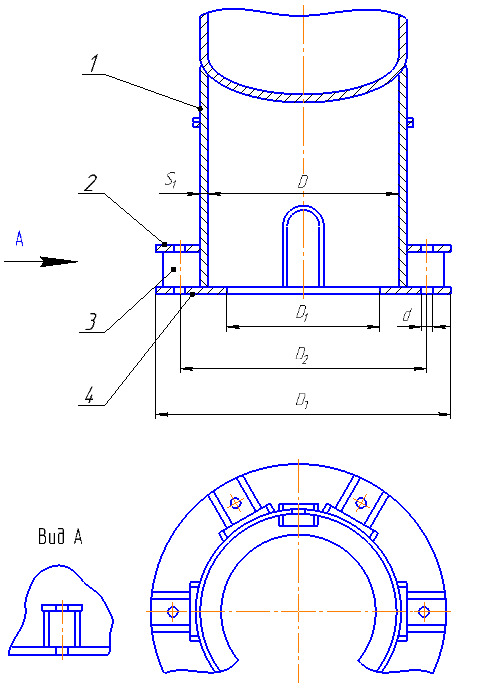
Діаметр штуцера: dТ = 0,325 м

Товщина стінки штуцера: sТ = 0,01 м

Виліт: HТ = 0,21 м.

В ході проведених розрахунків було підібрано штуцери для подачі та відведення: води, середовища та повітря.

**2.15 Вибір опори ферментера**



1 – обичайка; 2 – планка; 3 – ребро; 4 – кільце нижнє

Рисунок 2.8 – Схема розрахунку опори ферментера

Опори для апаратів обираються з розрахунку максимального навантаження, яку опора повинна витримувати під час випробувань.

Визначимо максимальну масу, що діє на опору за наступною формулою:

де маса апарата визначається за наступною формулою:

*М*дн=603,1 кг, - маса днища; *М*пр = 390 кг – маса приводу;   
*М*міш = 22 кг – маса мішалки; *М*муф = 105 кг – маса муфти; *М*сал = 41,8 кг – маса сальника.

Маса води при гідровипробуваннях визначається за формулою:

Маса вала визначається за наступною формулою:

Маса решти деталей визначається за наступною формулою:

Переведемо масу в навантаження за наступною формулою:

Підберемо відповідну опору за навантаженням за АТК 24.200.04-90 [10]:

D1=1900; D2=2180; D3=2300;

S1=8; S2=20; S3=25; d=60.

**ВИСНОВОК**

Метою магістерської дисертації є вивчення процесу масопереносу при механічному диспергуванні повітря в культуральному середовщі біореактора.   
У роботі передбачено виконання розрахунків ферментера з перемішуючим пристроєм для приготування суміші з поживного середовища, води та інокулянта, а також розрахунок параметрів ферментора, перемішуючого пристрою, було виконано проектний розрахунок валу перемішуючого пристрою, та метод його виготовлення. Робота включає аналіз технологічного процесу з описом та обґрунтуванням обраних конструкції апаратів, технічні характеристики вибраних апаратів, порівняння основних показників обраних конструкцій з аналогами, вибір матеріалів елементів конструкцій апарату, забезпечення та перевірку відповідності розроблюваних апаратів до вимог охорони праці, проведення розрахунків, що підтверджують працездатність та надійність конструкцій апаратів.

**Перелік використаної літератури**

1. ГОСТ 9931-85. Корпусы цилиндрические стальных сварных сосудов и аппаратов. Типы, основные параметры и размеры.

2. Лащинский А. А., Толчинский А. Р. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры - Л.: Машиностроение, 1970. – 752 с.

3. ГОСТ 6533-78 Днища эллиптические отбортованные стальные для сосудов, аппаратов и котлов. Основные размеры.

4. В.Н.Соколов. Аппаратура микробиологической промышленности / В.Н.Соколов, М.А. Яблокова. – Л.: Машиностроение, 1988. – 278 с.

5. Павлов К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов/ Павлов К.Ф., Романков П.Г., Ноcков А.А. –10–у изд., перераб. и доп. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.

6. Сидоров Ю.І., Влязло Р.Й., Новіков В.П. Процеси і апарати мікробіологічної промисловості. Технологічні розрахунки. Приклади і задачі. Основи проектування виробництв. Навч. Посібник. Уз.ч. – Ч.1. Ферментація. – Львів: Видавництво Національного університету «Львівська політехніка», 2004.-240 с.

7. Плановский А.Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. – 2-е изд., перераб. и доп./ Плановский А.Н., Николаев П.И. – М.: Химия, 1972. – 630 с.

8. ГОСТ 14249-89 Сосуды и аппараты. Нормы и методы расчета на прочность

9. Лащинский А.А. Конструирование сварных химических апаратов: Справочник.–Л.:Машиностроение. Ленингр. Отд-ние, 1981.–382 с., ил.

10. АТК 24.200.04-90. Опоры цилиндрические и конические вертикальных аппаратов. Типы и основные размеры.

11. Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств: Примеры и задачи: Учеб. пособие для студентов вузов/ М. Ф. Михалев, Н.П. Третьяков, А.И. Мильченко, В.В. Зобнин; Под общ. ред. М.Ф. Михалева. Л.: Машиностроение, Ленингр. отд-ние, 1984. – 301 с., ил.

12. В. Г. Доброногов. Алгоритм расчета на виброустойчивость валов механических перемешивающих устройств: Методические указания к применению числительной техники в курсе ―Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств‖ / В. Г. Доброногов, О. Г. Зубрий, Л. Г.Воронин. – К.: КПИ, 1990. – 39 с.

13. В. Г. Доброногов. Алгоритм расчета на жесткость валов механических перемешивающих устройств : Методические указания к применению вычислительной техники в курсе ―Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств‖ / В. Г. Доброногов, О. Г. Зубрий, Л. Г. Воронин . – К.: КПИ, 1989. – 60 с.

14. В. Г. Доброногов. Алгоритм расчета на прочность валов механических перемешивающих устройств: Методические указания к применению числительной техники в курсе ―Расчет и конструирование машин и аппаратов химических производств‖ / В. Г. Доброногов, О. Г. Зубрий, Л. Г. Воронин. – К.: КПИ, 1990. – 39 с.

15. РД 26-01-90-85 Механические перемешивающие устройства. Метод расчета

16. Дытнерский Ю.И.. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию/ Ю.И. Дытнерский, 2–е изд., перераб. и дополн. – М.: Химия, 1991. – 496 с.