

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 біореакторів одновального типу**

Студента **II** курсу групи **ГМ-20-2дм**

напряму підготовки: **133 – Галузеве машинобудування**

 Друзь Д. 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)

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

Друзь Дар'я Валеріївна
(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи «Проектування та розрахунок біореакторів одновального типу»

керівник роботи кандидат фізико-математичних наук, доцент Черніков М. Г.
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затвердені наказом по університету від «11» листопада 2021 року № 174/15.28

2. Строк подання студентом роботи 17.12.2021 року

3. Вихідні дані роботи: Ферментор загальним обсягом: $V_{\text{заг}}=16\text{м}^3$. Коефіцієнт заповнення: $K_3 = 0,7$. Загальний об'єм апарата $V_{\text{заг}} = 16 \text{ м}^3$. Внутрішній діаметр апарата $D_{\text{вн}} = 2000 \text{ мм}$. Внутрішній діаметр $D_{\text{вн}} = 2000 \text{ мм}$. Висота еліптичної (опуклої) частини $H_{\text{ел}} = 500 \text{ мм}$. Висота відбортовки $h = 40 \text{ мм}$. Внутрішня поверхня $F = 4,59\text{м}^2$. Об'єм днища $V_{\text{дн}} = 1,168\text{м}^3$. Товщина стінки днища $S = 14\text{мм}$. $H_{\text{в}} = 0.25 D_{\text{вн}} = 500 \text{ мм}$, заг. об'єм ферментера: $V_{\text{ц}}=13.664$

4. Зміст розрахунково-пояснювальної записки (перелік питань, які потрібно розробити):
Реферат. Вступ. Загальна характеристика біореактора. Розрахунок змісту газу при механічному диспергуванні в біореакторах. Розрахунок параметрів перемішувального пристрою. Технологічна частина. Проектно-конструкторський розрахунок деталей

технологічного обладнання. Висновки. Список використаної літератури.

5. Перелік графічного матеріалу (з точним зазначенням обов'язкових креслень)

1. Робоче креслення перемішуючого пристрою;

2. Робоче креслення деталі «Вал перемішуючого пристрою»; 3. Загальне креслення приводу перемішуючого пристрою.

6. Консультанти розділів

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Класифікація біореакторів.	Доц. Черніков М.Г.	18.10	
Вивчення перемішуючих пристроїв	Доц. Черніков М.Г.	18.11	
Проектування технологічного процесу виготовлення валу	Доц. Черніков М.Г.	06.12	

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		
1	Класифікація біореакторів	18.10.21	
2	Тепло-масоперенос в апараті з мішалкою в вільному обсязі	02.11.21	
3	Вибір типу і розрахунок параметрів перемішуючого пристрою	15.11.21	
4	Вибір приводу перемішуючого Пристрою	22.11.21	
5	Розрахунок валу на міцність	29.11.21	
6	Розрахунок заготовки валу	08.12.21	
7	Проектування технологічного процесу виготовлення валу	17.12.21	

Студент

(підпис)

Друзь Д. В.

(прізвище та ініціали)

Керівник проекту

(підпис)

Черніков М. Г.

(прізвище та ініціали)

РЕФЕРАТ

Магістерська дисертація складається із 73 сторінки тексту, 13 таблиць, рисунків 19.

Актуальність роботи полягає в необхідності вивчення механіці руху газу при використанні самовсмоктуючих мішалок, підтвердження дослідних даних, за допомогою аналізу наукових досліджень, наведених у відповідній літературі а також при проектуванні чи моделюванні робочого реактора для культивування мікроорганізмів.

Метою роботи є дослідження, процесу механічного перемішування рідини з використанням самовсмоктуючих мішалок, полих валів, 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 самовсмоктуючими мішалками а також мішалок турбінного типу, реакторів для ферментації біомаси, розрахунок полого валу та вивчення етапів технологічного процесу на токарних верстатах.

Предметом вивчення були фізичні процеси, які відбуваються під час обертання самосмоктуючої мішалки, властивості газів при перемішуванні його в рідині, конструкції та призначення ферментаційних апаратів.

Методи дослідження: У даній магістерській дисертації використані методи математичного моделювання у програмній середі MathCad, Solid Works, аналіз науково-технічної літератури з відповідними експериментами, дослідями, рентгеноскопічний метод контролю зварних з'єднань.

Наукова новизна:

1. Дослідження фізичного процесу дифузії газів у рідинах, при роздрібленні бульбашок газу під час роботи самовсмоктуючої мішалки.
2. Інтеграція закритих турбінних мішалок з полим валом до вертикального реактору з еліптичним днищем.

ЗМІСТ

ВСТУП	7
1 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА	8
1.1 Білок одноклітинних	8
1.2 Апаратурне оформлення процесу ферментації.....	10
1.3 Барботажні ферментери.....	11
1.4 Эрліфтні ферментери	11
1.5 Эрліфтні апарати з зовнішньою циркуляцією	12
1.6 Струмінні ферментери.....	13
1.7 Колонні ферментери	14
1.8 Ферментери з самовсмоктуючою мішалкою (одновальні)	15
1.9 Ферментери з перемішуванням та барботажем	16
1.10 Теплообмінні пристрої	17
1.11 Ефективність роботи мішалок	19
1.12 Мікро і макрозмішування.....	19
1.13 Потужність яка витрачається на перемішування.....	20
1.14 Газовміст рідини.....	22
1.15 Алгоритм розрахунку реактора.....	22
1.16 Самовсмоктуюча мішалка	23
1.17 Гідродинаміка в апараті з мішалкою у вільному об'ємі.....	29
1.18 Теплоперенос в апараті з мішалкою в вільному обсязі.....	36
1.19 Массоперенос в апараті з мішалкою в вільному обсязі	37
1.20 Вибір приводу перемішуючого пристрою.....	39
1.21 Розрахунок припусків на механічну обробку і визначення операційних розмірів	41
1.22 Проектування технологічних операцій механічної обробки	45
1.23 Розрахунок режимів різання	46
1.24 Розрахунок точності технологічних операцій механічної обробки.....	51
2 РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА.....	53
2.1 Вхідні дані.....	53
2.2 Визначення параметрів продуктів реакції.....	54
2.3 Розрахунок параметрів перемішуючого пристрою	55
2.4 Вибір типу мотор-редуктора.....	57

2.5 Вибір опори приводу	59
2.6 Проектний розрахунок і конструювання вала і підшипниково- вого вузла.....	59
2.7 Розрахунок на міцність та вібростійкість.....	62
2.8 Перевірочний розрахунок шпоночно з'єднання.....	67
2.9 Виготовлення валу	67
2.10 Розробка маршрутного листа виготовлення валу.....	68
ВИСНОВОК.....	71
Список літератури	72

ВСТУП

Метою випускної роботи магістра є дослідження процесів що відбуваються при вирощуванні мікроорганізмів, при роботі самовсмоктуючих мішалок, з подальшим практичним розрахунком ферментатора з механічною самовсмоктуючою мішалкою.

Проектування ферментера, мішалки, полого валу, було зроблене на базі раніше розрахованих даних про реакцію та вихідні параметри реактора які вказані в завданні. Під час виконання роботи було проведено

- огляд типів реакторів;
- огляд типів самовсмоктуючих мішалок;
- дослідження науково-технічної літератури, щодо вивчення процесів при роботі самовсмоктуючих мішалок, та практичних дослідів;
- вибір конструкції реактора та перемішуючого пристрою;
- розрахунок режиму обертання валу мішалки;
- визначення параметрів полого валу та методики його виготовлення;
- вибір технологічного обладнання для подачі/відбору початкового та кінцевого продукту;
- перевірочні розрахунки міцності валу, шпонкових з'єднань;

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

1 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА

Промислова мікробіологія – це наука отримання різних цільових продуктів з урахуванням життєдіяльності мікроорганізмів. Промислова мікробіологія (або технічна мікробіологія) в даний час являє собою самостійну і найбільш великотоннажну галузь сучасної промислової біотехнології. Величезна різноманітність мікроорганізмів, що утилізують як ростові субстрати різні сполуки, у тому числі відходи, дозволяє отримувати широкий спектр біологічно активних сполук, а також здійснювати корисні для людини реакції, включаючи знешкодження відходів, трансформацію та одержання енергії, та багато іншого.

В даний час у різних процесах промислової мікробіології отримують близько 200 сполук, що мають комерційну цінність. Найважливішими серед них є: алкалоїди, амінокислоти, антибіотики, антиметаболіти, антиоксиданти, білки, вітаміни, гербіциди, інсектициди, коферменти, ліпіди, нуклеїнові кислоти, органічні кислоти, пігменти, ПАР, полісахариди, поліоксиалкано, ферменти, нуклеотиди, нуклеозиди, емульгатори.

1.1 Білок одноклітинних

Найбільш дефіцитним компонентом їжі є білок, особливо – високої біологічної цінності, тобто тваринного походження. Світова потреба у білках нині задовольняється приблизно 40 %. Передбачається, що до 2000 року зі зростанням населення потреба у білку збільшиться, у своїй дефіцит кормового білка зросте до 147 %. Тому пошук ефективних способів збільшення ресурсів білка для прямого чи непрямого (через організм сільськогосподарських тварин) збільшення харчових ресурсів є одним із основних завдань науково-технічного прогресу.

Нетрадиційним і новим способом отримання білкових речовин є мікробіологічний синтез. За швидкістю зростання мікроорганізми перевищують сільськогосподарські культури у сотні, а тварин – у тисячі разів. Тому мікробіологічний синтез з більшою ефективністю використовує матеріальні та енергетичні ресурси, не потребує великих земельних площ і не залежить від погодних та кліматичних умов та не забруднює навколишнє середовище отрутохімікатами, тому що не використовує пестициди. Якість мікробних білків близька до білків тваринного походження. Застосування мікробних білків у кормовиробстві покращує якість та засвоюваність традиційних рослинних кормів. Наприклад, 1 т кормових дріжджів забезпечує економію 5 т зерна і збільшує продуктивність у тваринництві

15-30%. Сучасний середній завод з виробництва мікробного білка потужністю 50 т/рік і 0.2 га, що займає, може забезпечити потребу в білку до

10 млн. чоловік. Сільськогосподарські технології для таких масштабів виробництва вимагають до 16 тис. га, засіяних пшеницею або вміст ферми з продуктивністю 400 поросят/день. У 60-ті роки з'явився новий термін - "білок одноклітинних" (single cell protein, "SCP"), що означає цілі неживі висушені мікробні клітини (водоростей, дріжджів, бактерій, грибів), призначені як білковий продукт для кормових і харчових цілей. Термін дещо умовний, тому що в мікробних біомасах, крім білків, істотну частку займають інші компоненти – цукру, ліпіди, нуклеїнові кислоти. Білок одноклітинних повинен задовольняти низку спеціальних вимог. Головними є: поживність, перетравність, економічна ефективність. Поживність мікробного білка, що визначається за хімічним складом, близька до традиційних білкових продуктів (табл. 1).

Мікробна біомаса поживна, якщо її компоненти перетравлюються ферментами травного тракту вищих тварин або людини. Перешкодою цьому може бути клітинні стінки окремих продуцентів, які попередньо доводиться руйнувати, і навіть високий рівень нуклеїнових кислот. Останні метаболізуються в організмі тварин і виводяться з організму з урини, отже, не становлять вищих тварин небезпеки. Для людини такий рівень нуклеїнових кислот неприйнятний, тому що під час їх засвоєння можливе порушення обміну речовин та виникнення патологічних станів. Тому для харчових цілей мікробну біомасу попередньо обробляють, використовуючи різні методи руйнування та денуклеотизації.

Таблиця 1 – Хімічний склад мікробних біомас та традиційних білкових продуктів

Склад, %	Водорості	Нитчасті гриби	Дріжджі	Бактерії	Соя	Рибна мука
Білок	47-69	31-50	47-56	72-83	45	65
Жири	7-20	2-8	2-6	1-3	1	9
Зола	7	2	6	8	6	18
Лізин	2,4	1,5	4,2	4,1	2,8	4,0
Метионін-Цистеїн	1,7	0,8	1,7	2,3	1,3	2,8
Нуклеїнові кислоти	3-8	9	6-12	8-16	нет	нет

Обов'язковою умовою технологічного процесу одержання мікробної біомаси є очищення газо-повітряних викидів, які утворюються на стадії ферментації та постферментаційної стадії та є великими обсягами повітря, забрудненого живими мікробними клітинами, білковим пилом та іншими продуктами мікробного синтезу. Очищаються також великі обсяги

культуральної рідини, що утворюється після відділення клітинної біомаси. Очищена рідина використовується у циклі оборотного водопостачання технологічної схеми виробництва.

Технологія отримання мікробного білка є в даний час найбільш великотоннажною галуззю біотехнології, що виробляє найважливіші кормові препарати та білкові добавки для тваринництва, звірівництва, птахівництва, рибництва, а також білок харчового призначення з використанням різноманітної сировини та субстратів.

1.2 Апаратурне оформлення процесу ферментації

Ферментацією прийнято називати процес глибинного культивування мікроорганізмів, а апарати для глибинного культивування називають ферментерами. Ферментери поділяються за своїм технологічним призначенням на посівні ферментери і власне ферментери, які відрізняються призначенням та розмірами. Посівні ферментери менше за об'ємом і призначені для вирощування посівного матеріалу для основної ферментації. Процеси, які у тих та інших апаратах, схожі і мають принципових відмінностей.

Більшість процесів культивування мікроорганізмів протікає при температурі близько 30 °С (від 25 до 37 °С), при тиску близькому до атмосферного (зазвичай не більше 6 атм.), при постійній аерації вмісту апарату повітрям (киснем) для аеробних мікроорганізмів, при інтенсивному перемішуванні середовища проживання і в стерильних умовах, якщо це необхідно. Процеси культивування супроводжуються виділенням великої кількості тепла і вимагають відповідного теплоснімання.

Склад середовища для культивування мікроорганізмів може відрізнятися, але обов'язково включає живильні органічні сполуки (вуглеводні або вуглеводні) і необхідні мікро-і макроелементи. Склад середовища разом із видом мікроорганізмів визначають фізичні властивості середовища.

Відповідно для культивування різних мікроорганізмів та для різних субстратів існує безліч різноманітних конструкцій ферментерів, які можна класифікувати за такими ознаками:

- за принципом дії: періодичного, безперервного та напівбезперервного;
- за структурою потоку: ІВ, ІІ та проміжного типу;
- за умовами стерильності: стерильні, нестерильні, асептичні;
- за способом введення енергії в апарат: рідку фазу, газову фазу, зі змішаним введенням енергії;

- за конструктивними ознаками: барботажні, ерліфтні, з перемішуванням та барботажем, з самоусмоктуючим мішалкою, струменеві, колонні тощо.

1.3 Барботажні ферментери

Барботажні ферментери є ємнісні апарати, зазвичай вертикального виконання (рис.1) з нижнім газорозподільним пристроєм (барботером). Перемішування середовища в апараті здійснюється повітрям, що барботує.

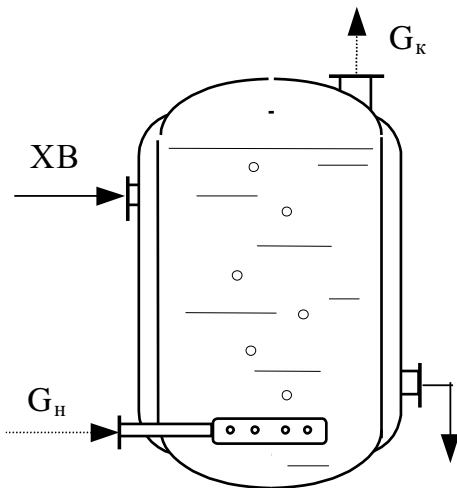


Рис. 1 – Схема барботажного ферментера

Швидкість спливання газової фази - 0,1-0,2 м/с, розмір газових бульбашок залежить від діаметра отворів барботера та швидкості закінчення газу.

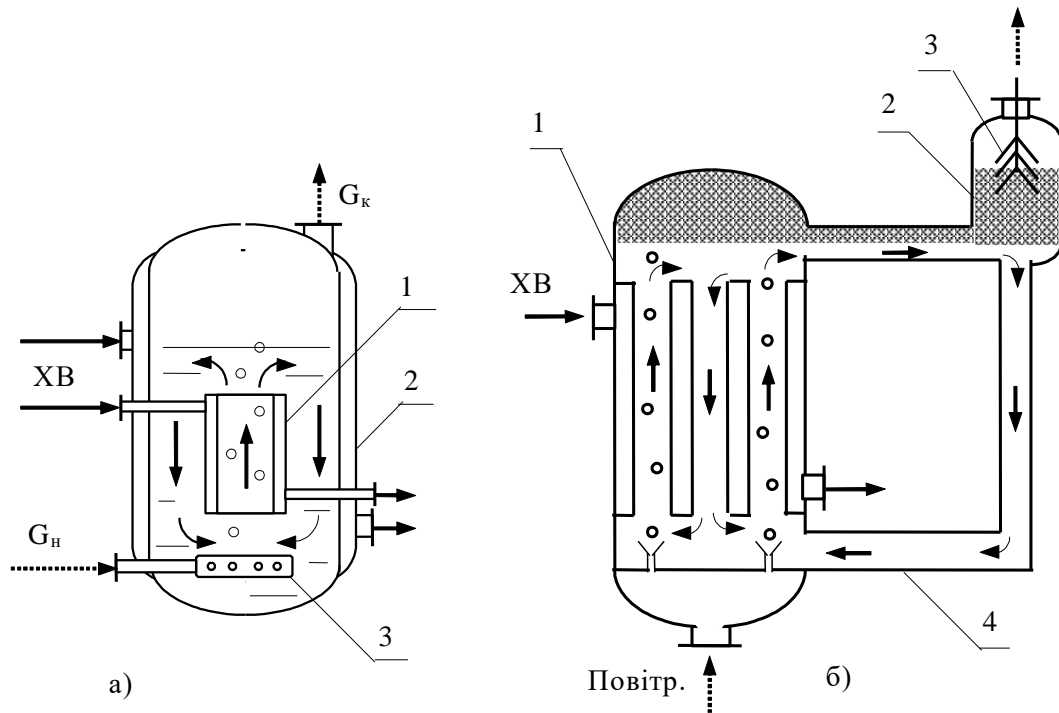
Можуть мати як зовнішні, так і внутрішні теплообмінні пристрої систему піногасіння.

Основні переваги - простота конструкції, можливість створення стерильних умов та зручність миття апарату. Недоліки - мала швидкість спливання газової фази, неможливість проведення інтенсивних масообмінних процесів, погана керованість процесом.

Використовуються у великотоннажних виробництвах лікарських препаратів, кормових (ГДЗ) та хлібопекарських дріжджів, обсяг до 1300м³

1.4 Эрліфтні ферментери

Конструктивно відрізняються від барботажних наявністю всередині апарату однієї або кількох труб-дифузоров. Під дифузоров встановлюється газорозподільник так, що бульбашки газової фази, що спливають, рухаються всередині труби (рис.2а). У середині труби створюється висхідний двофазний (га-жидкостной) потік, а поза нею - зворотний рух рідкої фази. Таким чином, в апараті виникає циркуляція середовища, що забезпечує хороше перемішування вмісту.



ХВ -холодная вода;

G - газовая фаза.

Рис. 2. а) эрліфтний ферментер: 1 - дифузор; 2 - рубашка; 3 - барботер;
 б) - эрліфтний ферментер з циркуляційним контуром: 1- реакційна зона;
 2 - сепаратор; 3 - механічний піногасник; 4 - циркуляційная труба.

Швидкість спливання бульбашок зростає до 0,3-0,6 м/с за рахунок попутного руху рідкого середовища в трубці і відповідно зростає пропускна здатність апарату газової фази. Більше підведення кисню на одиницю обсягу середовища дозволяє вести більш інтенсивні масообмінні процеси.

1.5 Эрліфтні апарати з зовнішньою циркуляцією

Відрізняються тим, що з метою кращої сепарації фаз при ферментації апарат має зовнішній циркуляційний контур і камеру сепарації поза реакційною зоною (рис.2б). В апараті створені два циркуляційні контури: внутрішній і зовнішній: внутрішній створює умови для інтенсивного мас-співобміну в реакційній зоні, а зовнішній забезпечує сепарацію відводиться з апарату газу і повертається в контактну зону рідини.

Переваги ерліфтних апаратів - хороша гомогенізація середовища, розвинена міжфазна поверхня.

Недолік – відносна складність конструкції.

Область застосування - виробництво кормових дріжджів на СН-сировині (заводи БВК та ГДЗ).

1.6 Струминні ферментери

Робота цих апаратів заснована на використанні зовнішнього примусового контуру з насосом та ежекційним пристроєм. Струмін рідини, що рухається з великою швидкістю в ежекторі, засмоктує повітря за рахунок створюваного в соплі розрядження і потім редиспергує його в апараті.

Розрізняють ферментери з напірним та безнапірним ежектором (рис.3).

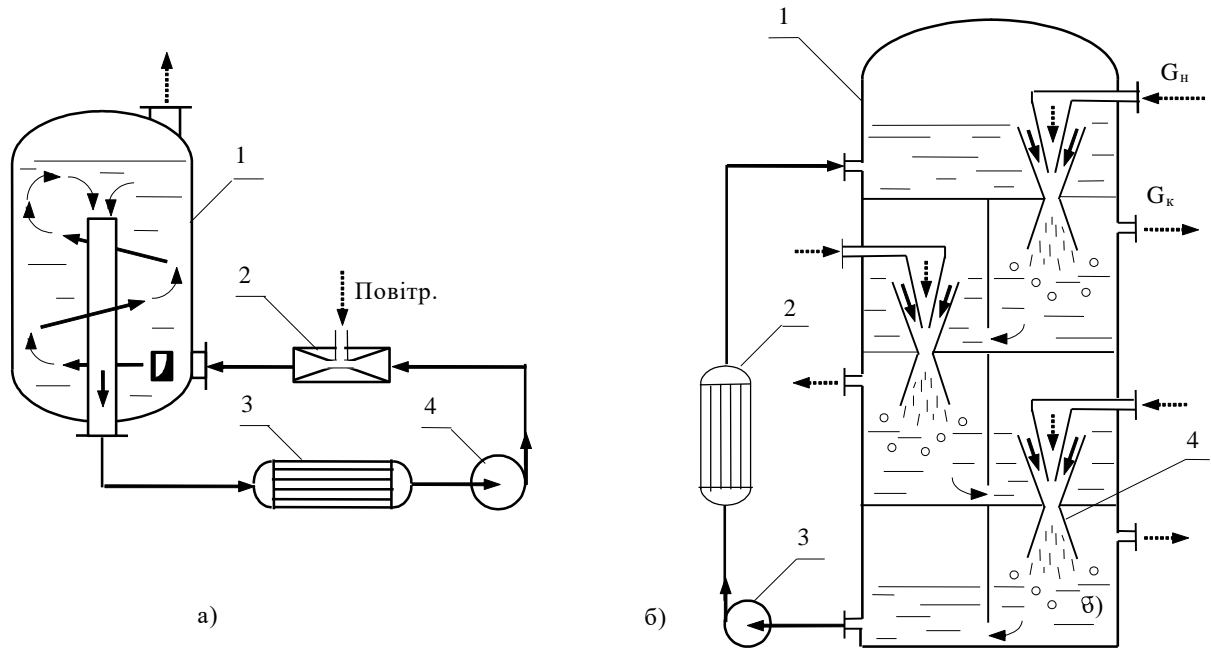


Рис. 3. а) Струминний напірний ферментер: 1- реактор; 2 - ежектор; 3 - теплообмінник; 4 - насос; б) Струминний безнапірний ферментер: 1 - апарат; 2 - теплообмінник; 3 - насос; 4 - ежекційний пристрій.

У напірному струминному ферментері високошвидкісний струмін створюється відцентровим насосом.

Переваги: інтенсивне перемішування фаз, відсутність компресора.

Недоліки: низький шар реакційного середовища; наявність спеціального циркуляційного насоса.

Застосовуються у виробництві дріжджів із СН-сировини.

Безнапірний струменевий ферментер є багатоступінчастим колонним апаратом робочим об'ємом до 300 м^3 , в якому рідка фаза, закачана насосом у верхню частину апарату, самопливом стікає вниз, проходячи кілька безнапірних ежекційних ступенів. Всмоктування повітря відбувається за рахунок енергії рідини, що падає.

Ежекційний пристрій є зливним патрубком, до якого підведено сопло газоводної труби. Повітря кожену щабель забирається свіже з атмосфери, тобто. умови процесу нестерильні.

Застосовуються у виробництві дріжджів із СН-сировини.

1.7 Колонні ферментери

Це вертикальні циліндричні апарати, розділені за висотою перфорованими перегородками на ряд щаблів (рис.4). Усередині апарату розташовуються контактні щаблі (тарілки) будь-якого типу, наприклад ситчасті, щілинні і т.п.

Рух середовища та повітря в апараті може бути прямоточним - знизу вгору або протиточним. Перемішування середовища на щаблях здійснюється газом, що барботує через отвори тарілок (тому їх відносять до апаратів з пневматичним перемішуванням). Теплообмінні пристрої можуть бути у вигляді сорочок (окремо на кожній царзі) або вбудовані.

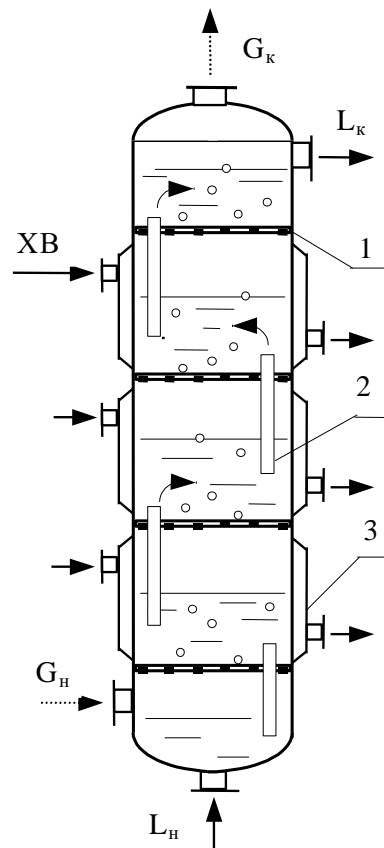


Рис. 4 – Колонний ферментер: 1 – тарілка; 2 – перелив; 3 – рубашка.

Секціонування апарату за висотою наближає структуру потоку до режиму ІВ фаз. Процес йде не тільки в часі, як у ємнісному ферментері, а в часі та просторі, і тому, більш керований: можливе додаткове підживлення на сходах і диференційований по сходах знімання тепла.

Позитивні якості: рівномірний розподіл газу по всьому об'єму рідини, можливість тривалого безперервного процесу, можливість автоматизованого управління процесом.

Недоліки: потрібна велика витрата повітря, можливе засмічення отворів тарілок, складність промивання та стерилізації апарату.

1.8 Ферментери з самовсмоктуючою мішалкою (одновальні)

Це ємнісні апарати зазвичай невеликої висоти, що мають мішалку, що працює як насос по газовій фазі (рис.5).

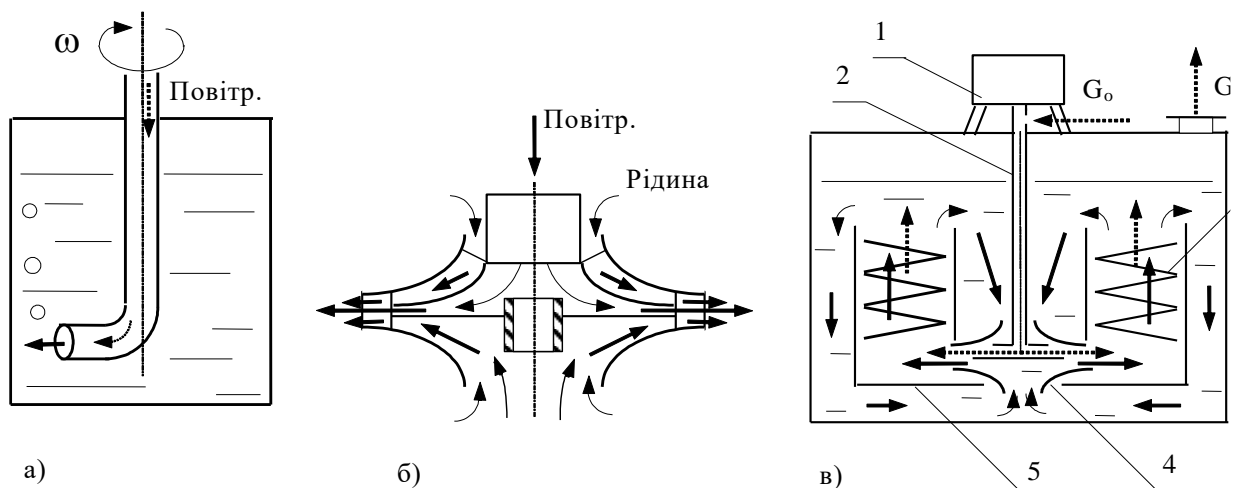


Рис. 5. а) пола труба; б) самовсмоктуюча мішалка; в) ферментер з самовсмоктуючою мішалкою: 1 - привод мішалки; 2 - пустітельний вал; 3 - теплообмінник; 4 - мішалка; 5 – фальшиве днище.

Завертана турбінна мішалка, що обертається, прокачує рідину через себе і швидкість руху рідини максимальна на краю мішалки. Відповідно в цьому перерізі мішалки найнижчий тиск, і створюється різниця тисків всередині її і на краю величиною до декількох метрів водяного стовпа, за рахунок чого і відбувається підсмоктування повітря через порожній вал мішалки. Однак розрідження, що створюється зазвичай не перевищує 0,5 атм, що і визначає граничну висоту апарату. Мала ж висота рідини в апараті - це малий час контакту фаз і, відповідно, мінімальний коефіцієнт утилізації кисню.

Подібні мішалки зазвичай використовуються для апаратів невеликого об'єму або відносно невеликої висоти і застосовуються в компонуванні з дифузорами для поліпшення циркуляції середовища в апараті.

Переваги – інтенсивне перемішування, відсутність компресора для подачі повітря.

Недоліки: нестерильні та неекономічні (відомі з виробництва БВК багатоступінчасті секційовані ферментери Б-50 та АДР-76 мають найвищі енергетичні показники на аерацію та перемішування.)

1.9 Ферментери з перемішуванням та барботажем

Це найпоширеніший тип ферментаційного устаткування, використовуваний майже переважають у всіх БТ виробництвах. Об'єм апаратів від 50 літрів до 100 м³. Внутрішній пристрій (мал.6) залежить від особливостей процесів, що протікають, і може відрізнятися: розташуванням приводу, числом мішалок, числом відбивних перегородок, системою аерації, конструкцією внутрішніх і зовнішніх теплообмінних пристроїв. Апарат також може мати дифузори.

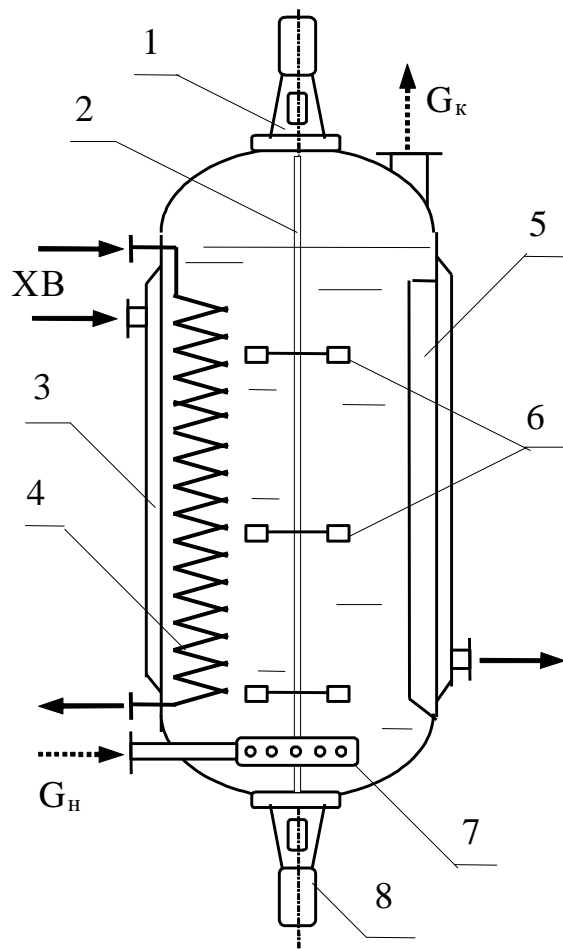


Рис. 6. Ферментер з перемішуванням та барботажем: 1 - привод; 2 - вал; 3 - рубашка; 4 - змійовик; 5 - відбивна перегородка; 6 - мішалка; 7 - барботер; 8 - нижній привод.

Всі ці конструктивні варіації залежать від обсягу апарату, фізичних властивостей середовища проживання і від масо- і теплообмінних характеристик процесу.

Верхнє розташування приводу зручніше для обслуговування, нижнє забезпечує більш високий рівень стерильності. Число ярусів мішалки - від 1 до 6 і залежить від висоти та геометричних пропорцій апарату. Число оборотів мішалки залежить від типу мішалки і зазвичай не перевищує 300 об/хв. Число відбивних перегородок зазвичай 3-8 і залежить від діаметра апарату, які ширина становить $0,1-0,12 D$ апарату. Внутрішні теплообмінники - зазвичай трубчасті, самих різних конструкцій, а зовнішні - сорочки різних конструкцій. Позитивні якості - висока інтенсивність масообмінного процесу, можливість регулювання параметрів (n_c , Q_T), стерильність процесу, відпрацьованість конструкції.

Недоліки - відносно висока енергоємність, складність миття та стерилізації через безліч внутрішніх пристроїв.

1.10 Теплообмінні пристрої

Існує два основних класи теплообмінних пристроїв (ТУ) для ферментерів – зовнішні та внутрішні.

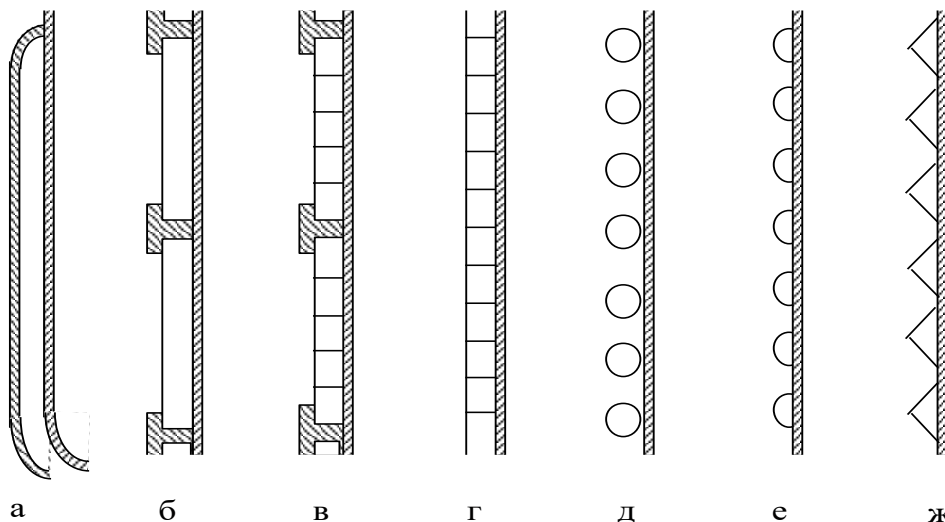


Рис. 7 – Конструкції стінок апаратів з зовнішніми теплообмінниками

а) Проста сорочка - використовується на апаратах малої та середньої ємності, т.к. зі зростанням обсягу апарату на одиницю його обсягу доводиться менше теплообмінної поверхні. Вода в сорочці рухається по кільцевому перетину і швидкість течії води настільки мала, що теплообмін, по суті, визначається природною конвекцією і на порядок менше, ніж у зміювиках.

б) У секційованій сорочці (зазвичай 5 секцій) вода рухається прямокутним перерізом навколо корпусу з більшою швидкістю.

Подальше збільшення швидкості охолодної води досягається пристроєм спіральних перегородок, що утворюють канал у кожній секції (в) або цільної

сорочці (г). Цей варіант за умовами тепловіддачі не відрізняється від зовнішніх приварних змієвиків (д, е, ж), що виготовляються з труб (д), напівтруб (е) і кутового прокату (ж).

Переваги зовнішніх ТУ - збільшують міцність корпусу і виключають можливість інфікування середовища при порушенні їх герметичності.

Недоліки – складність та трудомісткість виготовлення, велика довжина зварних швів, висока вартість.

Для інтенсивних теплообмінних процесів замість сорочок або на додаток до них використовуються внутрішні ТУ.

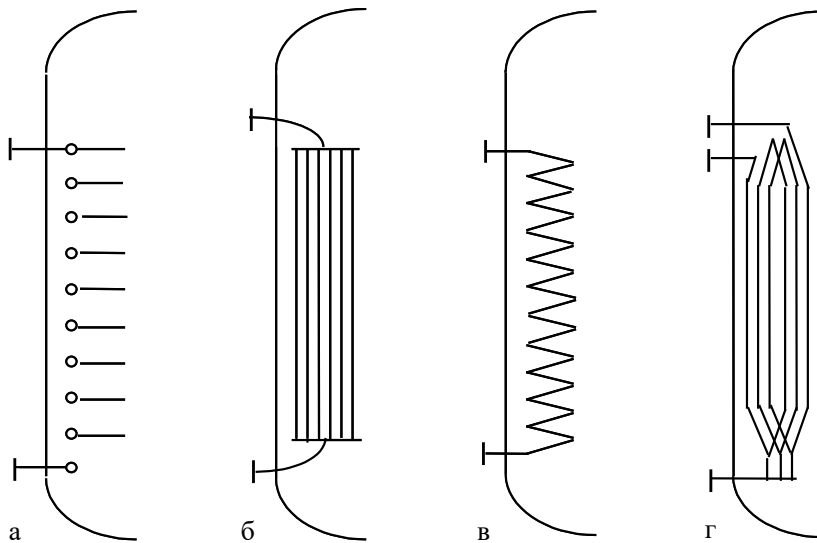


Рис. 8 – Конструкції стінок апаратів з внутрішніми теплообмінниками

а) Змієвик у вигляді циліндричної спіралі. Діаметр змієвика близький до діаметру апарату. Така конструкція часто використовується в хімічних реакторах, але для ферментерів непридатна, т.к. "псує гідродинаміку" - гасить турбулентність біля стін і має інші недоліки.

б) ТО як плоского пучка труб. Зазвичай 4 секції в апараті. Одночасно виконують функції відбивних перегородок. Характеризуються високим коефіцієнтом тепловіддачі (зовні) внаслідок поперечного обтікання рідинним потоком. Використовуються в апаратах величезного обсягу. Недолік – велика кількість зварних швів.

в) Вертикальні спіральні ТО - більш висока швидкість води в трубах і коефіцієнт тепловіддачі (всередині). Гідність - зручності в експлуатації, мала кількість зварних швів.

г) Змієвики у вигляді вертикальних витків. Зручність монтажу: вхід та вихід нагорі. Зливний патрубок забезпечує можливість випорожнення ТО перед стерилізацією.

1.11 Ефективність роботи мішалок

Ефективність роботи мішалки оцінюється так:

$$\Theta = \frac{K_L F - (K_L F)_0}{N_{yb}} \quad (1)$$

де $K_L F$ и $(K_L F)_0$ - об'ємні коефіцієнти масопередачі при перемішуванні та без перемішування мішалкою (але при подачі повітря барботером);

$N_{уд}$ - питома потужність на перемішування ($N_{дв}/V_{ж}$).

Виявилось, наприклад, що ефективність перемішування порожнистою трубою на 30% вище ефективності лопатевої мішалки, але менше ніж ефективність турбінних мішалок будь-якого типу. А у тих ефективність зростає у порядку наведеного вище перерахування.

Під час роботи мішалки в апараті виникає циркуляція рідини, розміри якої обмежені за висотою. Тому для рівномірного перемішування всього об'єму апарату використовуються багатоярусні мішалки.

Число ярусів мішалки та оптимальні розміри визначаються на підставі емпіричних співвідношень. Оптимальна відстань між ярусами мішалок становить 1,5-2 d_m .

При недостатньо ефективній роботі мішалки можуть виникнути вертикальні стовпи легкої газорідинної емульсії, яка піднімається вгору найчастіше вздовж валу мішалки. Це явище, коли повітря, що виходить з барботера, не поширюється в обсязі рідини, а, обтікаючи мішалку, прямує вздовж валу називається захлинанням мішалки.

Воно спостерігається тоді, коли подається збільшена витрата повітря та неефективна робота мішалки та відбивних перегородок.

Початок захлинувань залежить від конструкції мішалки і особливо конструкції барботера. Для запобігання захлинуванню найкращі квадратні та променеві барботери.

1.12 Мікро і макрозмішування

Крупномасштабні циркуляційні потоки, що утворюються в апараті, сприяють рівномірному розподілу бульбашок в рідині, але слабо впливають на масоперенос O_2 з газу в рідину. Інтенсифікація масообмінного процесу досягається турбулізацією меншого масштабу рідини всередині великих циркуляційних потоків.

Тому необхідно прагнути до того, щоб найбільша частина енергії, що витрачається на перемішування, йшла створення цих турбулентних пульсацій

у рідині.

Тут доречна аналогія із відцентровим насосом. Макросмешение, створюване роботою мішалки, вимірюється продуктивністю V . Мікросмешение виникає за наявності напору H , створюваного насосом мішалки. Отже, доцільним є застосування мішалки з максимально допустимим ставленням H/V .

Відповідно до теорії відцентрового насоса $H \sim n^2 d^2$, а $V \sim n d^3$, де n - число обертів; d - діаметр мішалки. Отже, відношення $H/V \sim n/d$, тобто чим більша швидкість перемішування і менше діаметр мішалки, тим вище ефективність перемішування. Однак це відношення обмежене зверху для кожного типу мішалки можливістю виникнення застійних зон в апараті.

1.13 Потужність яка витрачається на перемішування

У загальному вигляді потужність, що витрачається на перемішування, є функцією великої кількості фізичних, геометричних, режимних параметрів.

$$N = f(\rho, \mu, g, D, d_m, n, n_c \dots)$$

де ρ, μ - щільність та в'язкість рідини; D - діаметр апарату, H - глибина рідини, що перемішується; n_c і d_m - число оборотів та діаметр мішалки.

Для розрахунку потужності на перемішування використовується рівняння

$$N = K_N \cdot \rho_{\text{ж}} \cdot n_c \cdot d_m \quad (2)$$

де K_N - критерій потужності (або змінений критерій Ейлера). Він висловлює відношення зовнішніх та внутрішніх сил, що діють на одиницю об'єму рідини. ($F_{\text{внеш}} = N/n \cdot d_m^4$, $F_{\text{внутр}} = n^2 \cdot d_m \cdot \rho_{\text{ж}}$).

K_N визначається з емпіричних співвідношень виду $K_N = f(Re_{\text{ц}}, Fr_{\text{ц}})$, или $K_N = C * Re_{\text{ц}}^A$ - для апаратів з відбивними перегородками ($Re_{\text{ц}} = \rho_{\text{ж}} \cdot n_c \cdot \frac{d_m^2}{\mu}$ - відцентровий критерій Рейнольдса; $Fr_{\text{ц}} = n_c^2 \cdot \frac{d_m}{g}$ - відцентровий критерій Ставка; C і a - емпіричні константи, що залежать від конструкції мішалки та режиму перемішування).

Апарати з мішалками добре вивчені та величина K_N дається в літературі у вигляді емпіричних співвідношень чи графіків $K_N = f(lg Re)$ (рис.9).

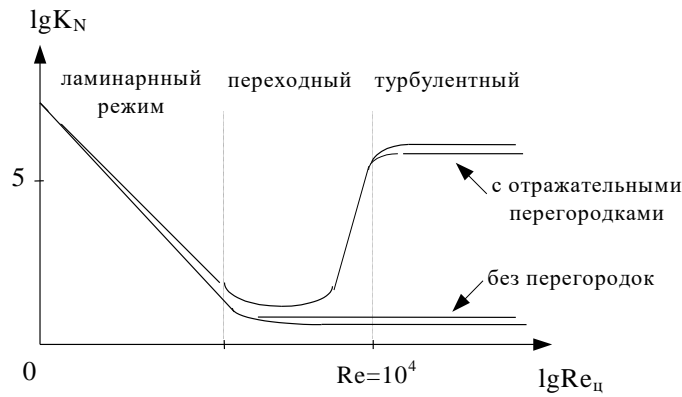


Рис. 9 – Графік залежності K_N від $Re_{ц}$

Залежно від типу мішалки та режиму перемішування зазвичай $K_N = 0,5 - 10$. Для турбулентного режиму (при $Re > 10000$) $K_N = \text{const}$.

Типова методика розрахунку апаратів з пристроями, що перемішують, викладена в РТМ 2601-90-76 "Апарати з механічними пристроями, що перемішують вертикальні".

Потужність, що витрачається на перемішування рідини, що аерується значно менше потужності на перемішування чистої рідини. Зменшення витрачається енергії при перемішуванні Г-Ж суміші відбувається внаслідок зменшення щільності та в'язкості середовища.

Відношення $N_{ГЖ}/N$ змінюється від 1 до 0,3 зі збільшенням інтенсивності аерації і від типу мішалки. Воно зазвичай характеризується величиною критерію аерації K_A : $N_{ГЖ}/N = f(K_A)$. Критерій аерації є відношенням наведеної швидкості газу по апарату до окружної швидкості мішалки і має вигляд:

$$K_A = Q_{г} / (n \cdot D_a^3) \quad \text{або} \quad K_A = Q_{г} / (n \cdot d_m^3). \quad (3)$$

Відношення $N_{ГЖ}/N$ зазвичай визначається за емпіричними графіками або залежностями виду:

$$N_{ГЖ}/N = C \left(\frac{Q_{г}}{n} \cdot d_m^3 \right)^a. \quad (4)$$

Значення коефіцієнтів C і a залежать від типу мішалки.

При перемішуванні багатоярусними мішалками кожна додаткова мішалка збільшує споживану потужність приблизно на 60%. Відповідно при встановленні n мішалок на одному валу потужність, що витрачається на перемішування

$$N_n = N_1(0,4 + 0,6n), \quad \text{где } N_1 = N_{ГЖ} \text{ для одноярусної мішалки.}$$

1.14 Газовміст рідини

Барботируемый газ, розподілений у рідини як бульбашок, займає певний обсяг апарату і це величина називається газовмістом рідини чи утримуючої здатністю (У.С.). Виражається у % чи долях.

Газовміст чисельно дорівнює відносному збільшенню обсягу рідини при барботажі; у реальних ємнісних ферментерах - 10-20%.

Величина газомісту в рідині визначається співвідношенням

$$\psi = w_{\Gamma} / v_{\Pi}, \quad (5)$$

де w_{Γ} - наведена швидкість газу, $w_{\Gamma} = Q_{\Gamma} / F$, F - площу поперечного перерізу апарату ($0,785 D_2^2$). Підставляючи, отримаємо:

$$\psi = Q_{\Gamma} / (F \cdot 1,74 \sqrt{d_{\Pi} \cdot g}). \quad (6)$$

Знання ψ дозволяє розрахувати щільність та обсяг газорідинної суміші:
 $\rho_{\text{см}} = \rho_{\text{ж}} (1 - \psi) + V_{\Gamma} \psi$, $V_{\text{см}} = V_{\text{ж}} / (1 - \psi)$, а також міжфазну поверхню.

1.15 Алгоритм розрахунку реактора

1. Визначають час виробничого циклу τ , що дорівнює часу

проведення масообмінного процесу:

$$\tau = \frac{\rho \cdot r}{2Kc \cdot \Delta C} \quad (7)$$

де Kc – коефіцієнт масопереносу, м/с; r – діаметр частинки, м;

ρ – щільність частки, кг/м³; ΔC – різниця концентрацій при масопереносу.

2. Визначають обсяг реактора для ємнісних судин або довжину для

трубчастих реакторів:

$$V = \frac{G \cdot \tau}{\rho \cdot \varphi \cdot n} \quad (8)$$

де τ — час одного циклу, с; G – масова продуктивність, кг/с;

φ – коефіцієнт заповнення реактора; ρ – щільність реакційної суміші, кг/м³ ;

n – число реакторів; ω – швидкість реакційної суміші, м/с.

3. Вибирають найближчий більший обсяг реактора зі стандартного ряду.

4. Визначають висоту реактора і шару рідини, використовуючи довідкові матеріали за стандартними реакторів.

5. Обчислюють тиск, необхідний для подачі газу в реактор:

$$P = 1,2 \cdot H \cdot \rho \cdot g + P_{\text{атм}} \quad (9)$$

де H – висота шару рідини в реакторі, м; ρ – щільність рідини, кг/м³ ;

g – прискорення вільного падіння; $P_{\text{атм}}$ – атмосферний тиск.

6. Вибирають коефіцієнт витрати газу виходячи з типу біореактора:

- 25 – для біореакторів з механічним перемішуванням і мембранних біореакторів;

- 40-50 – для аерліфтний реакторів;

- 60 – для реакторів з пневматичним перемішуванням.

7. Визначають витрата газу, м³ /ч:

$$V = K \cdot F \cdot P \quad (10)$$

де K – коефіцієнт витрати газу, м; F – площа перерізу реактора, м² ;

P – тиск газу в атм.

1.16 Самовсмоктуюча мішалка

Реактори з пристроями, що перемішують, широко застосовуються в хімічній, нафтохімічній та суміжних галузях промисловості для проведення газорідних реакцій. У технічній літературі досить докладно описані

газорідинні реакції з використанням апаратів з механічними пристроями, що перемішують, в яких подача газового реагенту здійснюється в реакційну масу через різні конструкції барботерів.

Як такі пристрої застосовуються лопатеві, гвинтові (пропелерні) і турбінні мішалки відкритого або закритого типів. При цьому рівень використання хлору в процесах хемосорбції на багатьох виробництвах становить близько 25-30%.

У технологічних схемах після стадії хлорування газу, що відходять, проходять додаткове очищення на локальних установках, в яких як абсорбер використовується вода або розчин луку. Експлуатація їх ускладнюється і потребує додаткових витрат навіть на очищення виробничих стоків. Вивчення гідродинамічної обстановки традиційних апаратів показало, що вміст вмісту в них при існуючих способах перемішування недостатнє. Це дало можливість переглянути процес проведення реакції між газовим і рідким реагентами і застосувати для цієї мети об'ємні апарати з самовсмоктуючими пристроями, що перемішують. Публікації з гідродинаміки в таких апаратах в основному присвячені дослідженням з гадоутримання та продуктивності самовсмоктувальних мішалок по газу, як основних параметрів, що впливають на інтенсивність масопередачі. Структура газорідинного потоку в апаратах з мішалками багато в чому залежить від інтенсивності перемішування, яка визначається частотою обертання мішалки і, відповідною енергією, що вноситься в об'єм, що перемішується, а також умов введення газового реагенту і його витрати, що істотно впливає на потужність перемішування, що визначається

$$N = K_n \rho n^3 d^5, \quad (11)$$

де K_n модифікований критерій Ейлера, критерій потужності.

Відомо, що кількість газу, що підсмоктується, залежить від розрідження, створюваного в порожнині самовсмоктувальної мішалки, визначається за формулою

$$Q = \mu S \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}}, \quad (12)$$

де: Δp – розрідження, створюване в порожнині самовсмоктувальної мішалки, визначається за формулою

$$\Delta p = 0,5\pi^2 n^2 d^2 \rho (1 - \varphi_0) \zeta. \quad (13)$$

З вище наведених формул 7, 8, 9 виходить, що витрата газового реагенту залежить від особливостей конструкції самовсмоктуючої мішалки, частоти обертання та діаметра. У той же час збільшення частоти і діаметра призводить

до значного збільшення потужності витрачається на перемішування, а значить до невиробничих витрат електричної енергії.

Використання самовсмоктувальних мішалок виключає необхідність примусової подачі повітря в ферментатор. У цьому їх основна перевага. Однак ряд негативних факторів стримує широке промислове застосування апаратів з такими мішалками.

За рахунок ежекції потоком рідини, що виходить з кільцевої щілини турбіни, створюється невеликий вакуум. Це обмежує глибину її занурення, яка по досвідченим даним зазвичай не перевищує $H = 0,3 n^2 d_M^2 / g$.

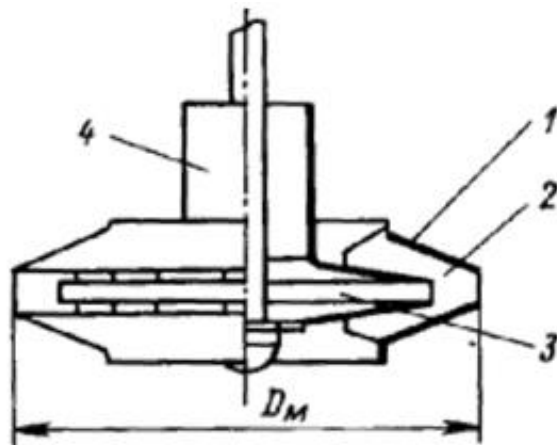


Рис. 10 – Турбінна самовсмоктуювача мішалка.

Мала величина вакууму не дозволяє встановлювати на трубопроводі підсосу повітря фільтруючі елементи, що може відобразитися на стерильності процесу ферментації.

Зважених мішалки як пристрої для введення газу в рідину мають невисокий енергетичний ККД. Однак гарне дроблення газу, що забезпечує велику площу поверхні контакту фаз, ставить ці мішалки за питомими енерговитратами (на одиницю маси поглиненого кисню) на один рівень з високоактивними диспергуючими пристроями.

Ідея використання механічного способу диспергування газу в апаратах великих обсягів привела до створення ферментаторів з многовальним пристроєм. В стадії проектного опрацювання є ферментатори об'ємом до 2000 м³, виконані у вигляді ємності з плоскими днищем і кришкою. Диспергирование газу в них повинно здійснюватися декількома пристроями з

багаторівним розташуванням відкритих турбінних мішалок при подачі газу окремо під кожне пристрій.

Розробка подібних апаратів приваблива можливістю створення в них великий поверхні масопереносу речовини з газу в рідину, однак два негативних фактори відіграють тут вирішальну роль. Перший пов'язаний з витратами енергії на перемішування.

Були проведені порівняльні випробування ферментаторів трьох типів об'ємом $V_{ж} = 100 \text{ м}^3$ при діаметрі колони $D = 3,6 \text{ м}$: 1 – ерліфтного з шістьма горизонтальними газорозподільними перегородками; 2 – з трьома закритими турбінними мішалками, встановленими на одному валу;

3 – з трьома відкритими турбінними мішалками, встановленими на одному валу.

Дослідження проводилися при окисленні сульфїту натрію. У табл. 2 наведені результати випробувань (вибіркові при однакових обсягах рідини в апаратах $V_{ж} = 65 \div 70 \text{ м}^3$). З цієї таблиці випливає, що питома швидкість розчинення кисню у всіх апаратах практично однакова. Вона перевищує реальну потребу в кисні і, отже, не лімітує процес ферментації. Питомі ж витрати енергії в апаратах з механічним перемішуванням в $2,5 \div 3$ рази більше, ніж при Ерліфтні перемішуванні. З цього порівняння можна зробити висновок, що в апаратах ємністю 100 м^3 і більше недоцільно використовувати механічне перемішування. Не слід, мабуть, очікувати підвищення ефективності апаратів і при переході до многовальному варіанту.

Таблиця 2 – Результати порівняльних випробувань ферментаторів трьох типів.

Параметр	Тип апарату		
	1	2	3
Витрата повітря, $\text{м}^3/\text{с}$	0,986	0,806	0,944
Введена потужність, кВт:			
механічна	—	145,8	105,0
пневматична	46,6	34,1	71,7

Питома швидкість розчинення кисню, кг/м ³ ·год	4,10	5,50	4,33
Питомі витрати енергії при розчиненні кисню, кВт·год/кг	0,175	0,484	0,580

Другий чинник пов'язаний з динамічною стійкістю валів. У багатовальній конструкції мішалки обертаються при несиметричному впливі на їх лопаті сил опору рідини. Внаслідок цього на вал діють додаткові згинальні зусилля, поки що не піддаються розрахунку. Тому багато питань розрахунків на міцність багатовальних систем залишаються відкритими.

При обертанні самовсмоктувальної мішалки режим самовсмоктування газу можливий у разі, якщо величина розрідження в порожнині ротора мішалки перевищує висоту стовпа рідини в апараті та внутрішні місцеві опори на шляху руху газу

$$\Delta p \geq \rho g H + \sum \Delta p_m, \quad (14)$$

Тут: H висота рідини в апараті, $\sum \Delta p_m$ – сума місцевих опорів, що виникають на шляху руху газового потоку (при вході через отвори в підлогу валу, розширення при надходженні з порожнистого валу в порожнину ротора, при переході з ротора в порожнину лопатей мішалки).

Змінюючи величину місцевого опору на шляху руху газового потоку можна збільшити продуктивність самовсмоктувальних мішалок без зміни основних параметрів: збільшення частоти обертання та діаметра мішалки.

У ході дослідження гідродинаміки перебігу газу на кожній з ділянок його руху в апараті, зокрема, і в цілому на шляху газу. При переході газового реагенту або повітря з порожнини ротора самовсмоктуючої мішалки в порожнисту лопатку транзитний потік змінює швидкість і напрямок руху. У порожнині ротора, що обертається, мішалки транзитний потік газу практично має однакову кутову швидкість зі швидкістю ротора, тобто. можна припустити, що вони перебувають у квазітвердому стані. У режимі самоусмоктування газ або повітря набуває ще й осьової швидкості, яка дозволяє газу переміщатися по порожньому валу до порожнини ротора і далі до щілин на утворює ротора. При цьому газ поводить себе неоднозначно: до краю щілини, що прилягає до тильної частини лопаті, потік газу притискається, а з кромки щілини, що прилягає до передньої частини лопаті, зривається. Далі відбувається звуження потоку, яке є наслідком різниці у швидкостях підходу газу до щілини. Струмінь, що утворився з фронтального боку, відчуває стиск, а потім поступове розширення аж до заповнення повного перерізу лопаті. Між

внутрішньою стінкою лопаті та струменем транзитного потоку утворюється застійна вихрова зона. На межі цих зон відбувається інтенсивне вихроутворення та втрата напору при розширенні потоку та заповненні ним повного перерізу лопаті.

У цьому випадку швидкість і витрата газу визначається рівнянням Бернуллі та витрати, записаних для перерізу ротора мішалки перед щілиною та у найменшому перерізі струменя

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \alpha \frac{v_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \alpha_2 \frac{v_2^2}{2g} + h, \quad (15)$$

$$v_1 F_1 = v_c F_c = v_2 \varepsilon F_{щ}. \quad (16)$$

При цьому втрата енергії напору газового потоку складається з втрати напору при вході транзитного потоку з порожнистого ротора в щілину лопаті мішалки, втрати напору при звуженні потоку і втрати напору при проникненні газу з застійної зони транзитний струмінь. Втрату енергії напору при вході в щілину можна визначити теоретично з урахуванням місцевого опору щілини $h_{щ} = \zeta_{щ} \frac{v_x^2}{2g}$. Втрата, що виникає в результаті розширення потоку і тертя між потоком, що рухається, і газом з застійної зони при переході в транзитний струмінь добре описується формулою Борда $h = \frac{(v_x - v_2)^2}{2g}$. Тоді сумарна втрата напору дорівнюватиме:

$$h = \zeta_{щ} \frac{v_x^2}{2g} + \frac{(v_x - v_2)^2}{2g} = \zeta_1 \frac{v_2^2}{2g}, \quad (17)$$

Для вивчення даного гідродинамічного режиму на кафедрі МАХП були створені лабораторні моделі пристроїв, ідентичні з ротором самовсмоктувальної мішалки, що складаються з порожнистого прозорого циліндра на утворюючому, який розташовувався у вигляді щілини. Один тип моделі має щілину з прямокутними кромками, а інший тип з комбінованими кромками, причому з тильного боку лопаті щілина мають пряму кромку, а з фронтального боку кромка має заокруглення або скіс. Ці моделі були зроблені для попереднього визначення коефіцієнта опору $\zeta_{от}$ в залежно від розмірів та конструктивних особливостей отвору.

Кожен пристрій має два введення для подачі рідини в порожнину циліндричної обічайки: один штуцер розташовувався в днище по осі пристрою, інший штуцер укріплений тангенціально на обічайці. У період проведення дослідів штуцер, що не використовується, закривався. Кількість рідини, що подається, контролювали за допомогою ротаметра РС-5. Тиск рідини у порожнині пристрою визначали за допомогою п'єзометра,

розміщеного на кришці циліндричної обічайки. Дослідження проводили на воді за нормальних умов.

Вода по черзі подавалася у пристрій через один із штуцерів. Витрата рідини, п'єзометричний тиск у циліндричній частині моделі зводилися в таблицю і послужили для подальших розрахунків щодо визначення коефіцієнта витрати та коефіцієнта місцевого опору. Отримані значення та їх порівняння з аналогічними даними для першої моделі з прямокутними кромками свідчать, що коефіцієнт витрати у другій моделі із заокругленими кромками збільшився на 19%, а коефіцієнт місцевого опору знизився аж до $\zeta = 0.03 - 0.1$ залежно від діаметра закруглення.

1.17 Гідродинаміка в апараті з мішалкою у вільному об'ємі.

В такому апараті основне призначення барботерів, виконуваних, наприклад, у вигляді кільцевих жолобів, полягає в первинному розподілі газу по колу, описуваної лопатями мішалки. При швидкості газу в отворах барботера $w_0 = 20 \div 25$ м/с він входить в рідину у вигляді розширюється струменя, що розпадається на великі бульбашки на відстані $50 \div 70$ мм від барботера. Подальше дроблення газових бульбашок і розвиток міжфазної поверхні відбувається під впливом турбулентних пульсацій, що створюються в рідині лопатями мішалки, і роль барботера в масопереносі нехтує мала.

Витрата газу (м³/с), який здатний пропустити кільцевої жолоб барботера з однорядним розташуванням отворів.

$$d_r \approx 30 d_0 \cdot D_0 \quad (18)$$

де d_0 – діаметр отворів, м; D_0 – діаметр окружності розташування отворів, м.

Якщо витрата газу, що подається в апарат, перевищує витрата, розрахований за формулою (18), то можна на барботері розташувати два ряди отворів з однаковими діаметрами $d_0 = 24-5$ мм і кроком розміщення в кожному ряду $t = 2d_0$.

Пропускна здатність по газу ферментаторів з мішалкою в вільному обсязі обмежена режимом захлебівання, коли при досягненні деякого витрати

подаваного в апарат газу надлишковий його об'єм не диспергується в рідині, а, огинаючи мішалку, піднімається вгору вздовж вала. Цей режим при перемішуванні найбільш ефективними турбінними мішалками відкритого типу настає за умови, що критерій витрати газу

$$q_p/(nd_m^3) \geq 0,6 \div 0,7 \quad (19)$$

З цієї залежності можна попередньо вибрати мінімальну частоту Обертаном мішалкі

В апаратах з механічним диспергуванням газу його об'ємна частка в рідині залежить від багатьох чинників: від конструкції мішалки і частоти її обертання, від конструкції посудини і властивостей рідини (щільності, в'язкості і поверхневого натягу). Оскільки в ферментаційній апаратурі найбільшого поширення набули відкриті турбінні мішалки, стосовно до них ми і розглянемо найбільш, на наш погляд, достовірні рекомендації для розрахунку газосодержання.

Широке поширення в розрахунковій практиці отримала формула Кальдербанка, отримана для чистих рідин з в'язкістю, близькою до в'язкості води, що не містять ПАР,

$$\varphi_{\Gamma} = \left(\frac{w_{\Gamma} \varphi_{\Gamma}}{u_{\Pi}} \right)^{0,5} + 2,16 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{\varepsilon_M^{0,4} \rho_{\text{ж}}^{0,2}}{\sigma^{0,5}} \left(\frac{w_{\Gamma}}{u_{\Pi}} \right)^{0,5} \quad (19)$$

де u_{Π} – швидкість спливання поодиноких бульбашок, що розраховується за формулою (5.4); ε_M – диссипація енергії при перемішуванні системи газ-рідина, яка визначається з виразу (1.54).

Рівняння (19) за своєю структурою відображає газосодержання як при перемішуванні, так і при простому барботаже, коли $\varepsilon_M = 0$. Однак для розрахункової практики воно не дуже зручно, оскільки вимагає попереднього визначення потужності, що витрачається на перемішування, яка, в свою чергу, залежить від φ_{Γ} .

Простіший метод визначення газосодержання був запропонований Р. Д. Сойфер і В. В. Кафарова. На основі дослідів по змішуванню газорідинної суміші шестилопатевої відкритої турбінної мішалкою в посудині з відбивними

перегородками шириною $b = 0,08D$ ними було отримано рівняння, яке стосовно маловязким рідин ($\mu_{ж} < 0,02$ Па·с) може бути спрощено до вигляду

$$\varphi_r = C k_1 k_2 k_3 A^m \quad (20)$$

Тут

$$A = (q_r \rho_{ж} n / \sigma)^{0,21} n \sqrt{d_m} \cdot (H_{ж} / D)^{0,4} \quad (21)$$

де q_r – витрата газу, що подається в апарат; n – частота обертання мішалки; d_m – діаметр мішалки; $H_{ж}$ – висота шару рідини в апараті; D – діаметр апарату.

Значення коефіцієнтів пропорційності C і k_1 , а також показника ступеня m в залежності від величини A приведені в табл. 3.

Таблиця 3 – Значення коефіцієнтів: C , k_1 і m в рівнянні (20)

Число отражательных перегородок	Область применимости уравнения (20)	C	k_1	m
3	$A \leq 30$	0,425	$1,16 \cdot (h/D)^{-0,15}$	0,42
3	$A > 30$	1,500	$(h/D)^{-0,32}$	0,26
4	$A \leq 30$	0,0083	$0,76 \cdot (h/D)^{-0,565}$	0,61
4	$A > 30$	0,015	$(h/D)^{-0,385}$	0,26

h – висота расположения мешалки над дном сосуда; D – диаметр аппарата.

Коефіцієнт пропорційності $k_2 = 0,413 \cdot (5,43 - D/d_m)$ Коефіцієнт пропорційності k_3 враховує наявність в рідині частинок твердої фази. При концентрації твердих частинок (мікроорганізмів) $X_{ТВ} < 15$ кг/м³, $k_3 = 1$. Наявність у рідині значної кількості зважених клітин мікроорганізмів призводить до зростання газосодержання. Це викликано, очевидно, що затримує дією розподілених в переміли середовищі твердих частинок на піднімаються газові бульбашки, а також прилипання частинок до бульбашок. при $X_{ТВ} > 15$ кг/м³ коефіцієнт, що враховує вплив клітинної маси, $k_3 = 0,63X_{ТВ}^{0,17}$.

На закінчення аналізу газосодержання системи при механічному

перемішуванні слід зазначити, що рівняння (19) і (20) запропоновані на основі експериментальних даних, отриманих в апаратах невеликих обсягів ($V < 0,1 \text{ м}^3$). При збільшенні обсягу ферментатора змінюються профілі швидкостей циркуляції рідини і це може суттєво позначитися на середній величині φ_r . Тому значення φ_r , розраховані за формулами (19) і (20), слід розглядати тільки як орієнтовні.

Оцінка витрат енергії на перемішування газорідинної суміші необхідна в двох випадках: при розрахунку газосодержання системи і при знаходженні динамічної швидкості в турбулентному потоці, що визначає явища тепломасопереноса. Що стосується вибору приводу пристроями, то його потужність повинна розраховуватися за максимальною величиною, виходячи з умов перемішування гомогенної рідини. У цьому випадку використовується відома формула

$$N_{\text{ж}} = K_N \rho_{\text{ж}} n^3 d_{\text{м}}^5 \quad (22)$$

Вхідний в цю формулу критерій потужності K_N для даного типу мішалки (рис. 1.4) визначається тільки величиною відцентрового критерію Рейнольдса $Re_{\text{цб}} = nd_{\text{м}}^2 \rho_{\text{ж}} / \mu_{\text{ж}}$. В області турбулентного режиму обтікання рідиною лопаті мішалки критерій K_N не залежить від $Re_{\text{цб}}$. Тому за умови $Re_{\text{цб}} > 10^4$ можна вважати $K_N = \text{const}$ незалежно від того, перемішується чи гомогенна рідина або газожидкостная суміш, що має іншу щільність і в'язкість.

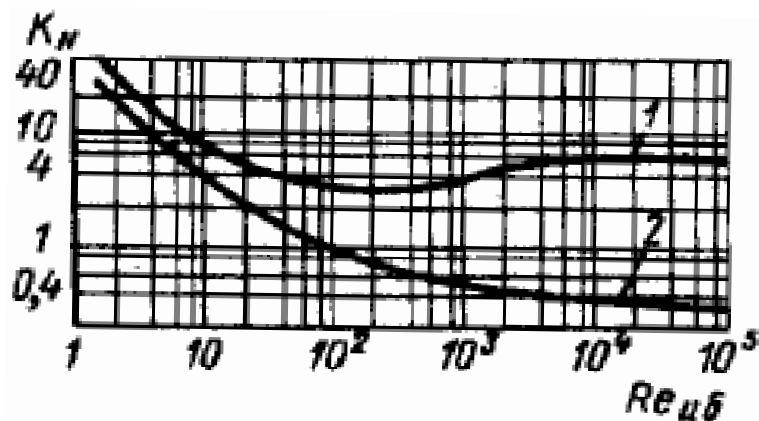


Рис. 11 – Залежність $K_N = f(Re_{\text{цб}})$ для перемішують в судинах з перегородками: 1 – трилопатеви (пропеллерна) мішалка; 2 – турбінна відкрита мешалка.

Оскільки щільність системи входить незалежним параметром в рівняння (22), для газорідинної суміші (при умови $\rho_r \ll \rho_{ж}$) його можна представити у вигляді

$$N_{гж} = K_N \rho_{ж} (1 - \varphi_{гЛ}) n^3 d_M^5 \quad (23)$$

З рівнянь (22) и (23) слідує, що при $Re_{цб} > 10^4$

$$N_{гж}/N_{ж} = 1 - \varphi_{гЛ} \quad (24)$$

де $\varphi_{гЛ}$ – локальне газосодержание системи в зоні дії мішалки.

Локальне газосодержание $\varphi_{гЛ}$ на відміну від газосодержания системи φ_r , усередненого по всьому об'єму апарату, залежить від витрати газу, що надходить в апарат, від частоти обертання мішалки, її діаметра і конструкції, т. е. від параметрів, що входять в критерій витрати газу. Тому при оцінці потужності перемішування газорідинної суміші користуються широко поширеними залежностями виду

$$N_{гж}/N_{ж} = f(q_r/nd_M^3) \quad (25)$$

де $N_{ж}$ – потужність, що витрачається на перемішування гомогенної рідини, розраховується за формулою (22).

За даними Кальдербанка, для шестилопатевої турбінної мішалки

$$\left. \begin{aligned} \frac{N_{гж}}{N_{ж}} &= 1 - 1,26 \frac{q_r}{nd_M^3} \text{ при } \frac{q_r}{nd_M^3} \leq 0,35 \\ \frac{N_{гж}}{N_{ж}} &= 0,62 - 0,185 \frac{q_r}{nd_M^3} \text{ при } 0,35 < \frac{q_r}{nd_M^3} < 0,6 \end{aligned} \right\} \quad (26)$$

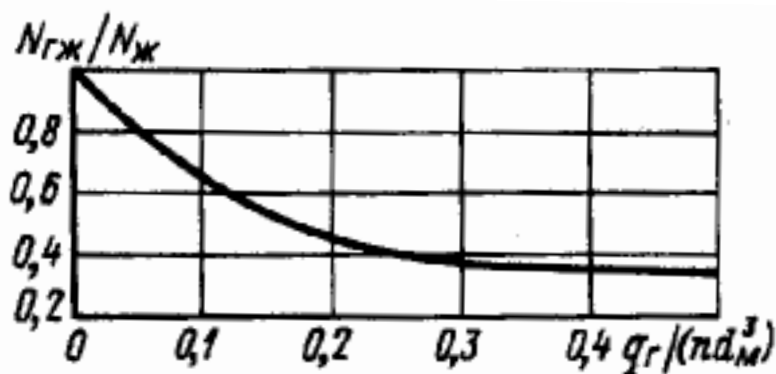


Рис. 12 – Зміна відношення $N_{гж}/N_{ж}$ в залежності від критерію витрати газу.

Було встановлено, що для всіх типів мішалок ставлення $N_{гж}/N_{ж}$ зменшується зі збільшенням критерію витрати газу до моменту захлебівання мішалки, коли надлишковий газ вже не диспергується в рідини, а, огинаючи

мішалку, піднімається вгору вздовж її валу.

Графічна інтерпретація отриманої ними експериментальної залежності $N_{ГЖ}/N_{Ж} = f(q_{Г}/nd_{М}^3)$ для шестилопатевої турбінних мішалок приведена на рис. 1.5. при $(q_{Г}/nd_{М}^3) > 0,64 \div 0,7$ відношення $N_{ГЖ}/N_{Ж}$ стає величиною постійною, рівною, зокрема, для турбінних мішалок в апаратах з відбивними перегородками $0,30 \div 0,35$.

За даними літературних джерел, для всіх типів мішалок в межах зміни $q_{Г}/nd_{М}^3 = 0,06 \div 0,7$, що представляють практичний інтерес,

$$\frac{N_{ГЖ}}{N_{Ж}} = C \left(\frac{q_{Г}}{nd_{М}^3} \right)^m \quad (27)$$

де C і m – коефіцієнти, значення яких для різних типів мішалок наведені в таблиці 4.

Таблиця 4 – Значення коефіцієнтів C і m у рівнянні (27)

Тип мішалки	C	m
Плосколопастна з двома лопатями	0,23	- 0,540
Плосколопастна з чотирма лопатями	0,42	- 0,320
Відкрита турбінна з шістьма лопатями	0,41	- 0,320
Відкрита турбінна з шістнадцятьма лопатями	0,49	- 0,255
Відкрита турбінна з шістьма вигнутими лопатями	0,31	- 0,530

Формули (26) и (27) дають практично однакові значення відносини $N_{ГЖ}/N_{Ж}$, проте в керівних технічних матеріалах за розрахунком ферментаторів для виробництв мікробіологічного синтезу перевагу віддано формулою (27).

При дослідженні енерговитрат на перемішування газожидкостной системи багатоярусним пристроєм, встановлено, що кожна додаткова мешалка збільшує споживану потужність приблизно на 60 %.

Відповідно до цього при установці m мішалок на одному валу витрачається на перемішування потужність

$$N_m = N_1 (0,4 + 0,6m) \quad (28)$$

де N_1 – потужність, споживана однієї мішалкою, що розраховується за формулами (26) чи (27).

Визначення розмірів газових бульбашок при механічному перемішуванні системи газ-рідина присвячено багато досліджень. У більшості випадків в

основу висновків розрахункових рівнянь покладена гіпотеза про диспергування газу за рахунок кінетичної енергії турбулентних пульсацій суцільного середовища.

Культуральне середовище в ферментаторах складніша за своїм складом. Вміщені в ній мікроорганізми, флотируються на поверхні газових бульбашок, можуть змінювати умови їх формування. Непередбачувано і вплив продуктів метаболізму, що грають роль поверхнево-активних речовин, тому наявні в літературі рівняння для розрахунку розмірів газових бульбашок з урахуванням умов ферментації слід розглядати тільки як орієнтовні. Керуючись цим положенням, ми наведемо тут тільки одне, найбільш поширене, рівняння:

$$d_{\Pi} = 4,15 [\sigma_{\Gamma}^3 / \rho_c \varepsilon_M^2]^{0,2} \varphi_{\Gamma}^{0,5} + 0,0009 \quad (29)$$

де ε_M – диссипація потужності $N_{\Gamma\text{Ж}}$ в обсязі рідини $V_{\text{Ж}}$, що знаходиться в апараті, $\varepsilon_M = N_{\Gamma\text{Ж}}/V_{\text{Ж}}$.

При перемішуванні турбінними відкритими мішалками в рідині утворюється нерівномірний профіль окружної швидкості, що досягає (залежно від $Re_{\text{цб}}$) максимуму на відстані $(0,34 \div 0,45) d_M$ від осі обертання. Це призводить до нерівномірного розподілу в об'ємі рідини диссіпіруемой енергії, а отже, і утворюється поверхні розділу фаз газ-рідина. Однак при розрахунках користуються осередненою за обсягом апарату питомою площею поверхні розділу фаз, яку при відомих усереднених значеннях φ_{Γ} и d_{Π} можна з достатньою точністю розрахувати за рівнянням (27).

Є в літературі і рівняння, за якими можна безпосередньо розрахувати питому площу поверхні газових бульбашок. Наприклад, широко поширене рівняння Кальдербанка, отримане на основі залежностей (27) і (29), має такий вигляд:

$$a = 1,44 (\varepsilon_M^{0,4} \rho_{\text{Ж}}^{0,2} / \sigma_{\Gamma}^{0,6}) (\omega_{\Gamma} / u_{\Pi})^{0,5} \quad (30)$$

де ω_{Γ} – наведена швидкість газу в апараті; u_{Π} – швидкість спливання одиночного міхура, яка визначається за рівнянням (1.4).

Тут слід зазначити, що рівняння (19), (29) і (30) були отримані

Кальдербанком при наведеної швидкості барботують газу $w_r < 0,02$ м/с. Пізніші дослідження Міллера показали, що при $w_r > 0,02$ м/с в ці рівняння слід вводити дисипації енергії $\varepsilon_N = \varepsilon_m + \varepsilon_r$, враховує сумарну потужність механічного перемішування і барботують газу.

Більшість рівнянь, що описують питому площу міжфазної поверхні, отримані при дослідженні диспергирования газу в чистих рідинах, і їх використання в розрахунках ферментативних процесів завжди викликає настороженість. Тому в розрахунковій практиці стала більш привабливою орієнтація на об'ємні коефіцієнти масопереносу.

1.18 Теплоперенос в апараті з мішалкою в вільному обсязі.

У ферментаторах з мішалкою в вільному обсязі як теплообмінних пристроїв використовуються стінки судини, укладені в сорочку, і змійовики, розташовані всередині апарату.

Основне термічний опір в даному випадку зосереджено в пристінному шарі культуральної рідини. Тому при оцінці фізичних властивостей рідини ($\rho_{ж}$, $\mu_{ж}$, c_p , λ) слід враховувати наявність в ній твердої фази (мікроорганізмів). Перш за все це відноситься до в'язкості рідини.

При розрахунку безрозмірної відстані від стінки ($\eta = u^* R / \nu$) в якості параметра R слід приймати радіус судини, укладеного в сорочку, або половину відстані між витками змійовиків.

Динамічна швидкість розраховується за формулою

$$u^* = \kappa (\nu_{ж} \varepsilon_N / \rho_{ж})^{0,25} \quad (31)$$

Тут сумарна дисипація енергії

$$\varepsilon_N = N_{гж} / N_{ж} + \varepsilon_r \quad (32)$$

де ε_r – дисипація енергії, що вводиться барботують газом, Коефіцієнт пропорційності $\kappa \approx 2$.

Коефіцієнт тепловіддачі за методикою напівемпіричної теорії переносу визначається зазвичай тоді, коли проводиться комплексний розрахунок ферментатора, що включає завдання гідродинаміки і тепломасообміну. При

оцінці тільки умов теплообміну зручніше користуватися приватними емпіричними рівняннями.

Стосовно до апаратів з шестилопатовими турбінними мішалками можна рекомендувати наступні рівняння. При тепловіддачі від стінки судини, укладеного в сорочку,

$$Nu = \alpha D / \lambda_{ж} = 1,35 Re^{0,59} Pr^{0,33} (\nu_{ж} / \nu_{ст})^{0,14} Fr^{-0,1} \quad (33)$$

при тепловіддачі до зміювика, розміщеному в посудині,

$$Nu = \alpha D / \lambda_{ж} = 0,87 Re^{0,64} Pr^{0,33} (\nu_{ж} / \nu_{ст})^{0,14} Fr^{-0,1} \quad (34)$$

Ці рівняння отримані на основі досвідчених даних при перемішуванні води і трансформаторного масла в судинах з діаметрами, рівними 230 і 700 мм. Швидкість барботують повітря змінювалася від 0,020 до 0,083 м/с. Що увійшли в них критерії варіювалися в таких межах:

$$Re = \frac{d_m}{\nu_{ж}} (d_m n + 4w_r) = 10^3 \div 5 \cdot 10^5; \quad Pr = 2 \div 226; \quad Fr = n^2 d_m / g = 0,008 \div 0,53$$

1.19 Массоперенос в апараті з мішалкою в вільному обсязі.

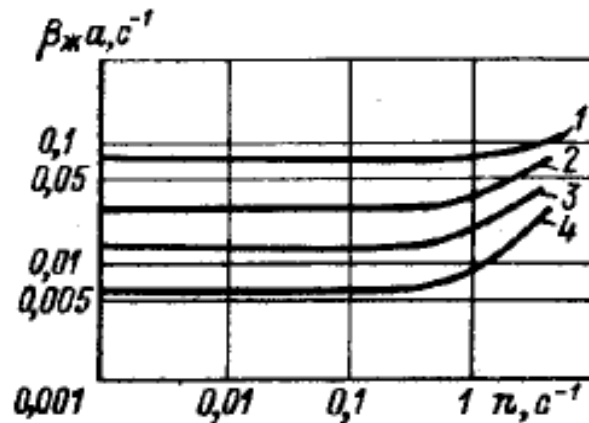


Рис. 13. Залежність коефіцієнта масо-переносу $\beta_{ж} a$ від частоти обертання мішалки n і наведеної швидкості w_r ((м/с): 1 – 0,15; 2 – 0,05; 3 – 0,025; 4 – 0,0075.

Якщо відомий осереднений розмір газових бульбашок $\bar{d}_{п}$, то поверхневий коефіцієнт масопереносу $\beta_{ж}$ можна орієнтовно оцінити скориставшись критерієм Шервуда Sh .

$$Sh = \beta_{ж} \bar{d}_{п} / D_{ж} = 0,33 (n d_m \bar{d}_{п} / \nu_{ж})^{0,6} Sc^{0,5} \quad (35)$$

де $D_{\text{ж}}$ коефіцієнт молекулярної дифузії розчиненої речовини в рідині;
 $Sc = \nu/D$ – критерій Шмідта.

У розрахунковій практиці частіше користуються об'ємним коефіцієнтом масопереносу, що звільняє від необхідності визначення площі поверхні розділу фаз газ-рідина.

Простежимо за зміною коефіцієнта масопереносу $\beta_{\text{ж}}a$ (питома площа поверхні a віднесена до обсягу рідини в апараті) за даними роботи, представленим на рис. 1.6. Ці дослідні проводили при десорбції CO_2 з водних розчинів в судинах з обсягами $V_{\text{ж}} = 0,0025 \div 0,25 \text{ м}^3$ і с діаметрами $D = 0,152 \div 0,686 \text{ м}$. Перемішування здійснювали трилопатеви мишалками (лопати прямі) при відношенні $D/d = 1,5$.

З рис. 1.6 випливає, що при невеликій частоті обертання мішалки ($n < 14\omega_{\text{г}}$) коефіцієнт масопереносу визначається тільки наведеної швидкістю барботують газу. В цій області $\beta_{\text{ж}}a \sim \omega_{\text{г}}^{0,8}$. При частоті $n > 14\omega_{\text{г}}$ вплив швидкості газу проявляється слабше і коефіцієнт масопереносу починає швидко зростати зі збільшенням n .

Об'ємний коефіцієнт масопереносу, в основному змінюється за рахунок питомої площі міжфазної поверхні. Площа цієї поверхні обумовлена діссіпіруемой в одиниці об'єму рідини потужністю, що вводиться в апарат з барботують газом ($\varepsilon_{\text{г}}$) і пристроєм, що переміщує ($\varepsilon_{\text{м}}$). Значення $\varepsilon_{\text{г}}$ та $\varepsilon_{\text{м}}$ визначаються за рівняннями (1.53) та (1.54).

Можна припустити, що $\beta_{\text{ж}}a$ буде слабо залежати від $\omega_{\text{г}}$ за умови $\varepsilon_{\text{м}} > \varepsilon_{\text{г}}$. Наприклад, з досвідчених даних випливає, що ослаблення впливу $\omega_{\text{г}}$ на масоперенос настає при $\varepsilon_{\text{м}} > 0,25 \varepsilon_{\text{г}}$. Якщо керуватися цією передумовою, то з широкого асортименту розрахункових рівнянь виду

$$\beta_{\text{ж}}a = C (\varepsilon_{\text{г}} + \varepsilon_{\text{м}})^a (q_{\text{г}}/V_{\text{ж}})^b \quad (36)$$

запропонованих різними дослідниками, можна вибрати більш обмежене їх число.

З метою інтенсифікації масопереносу процес перемішування газорідинної суміші слід проводити так, щоб дотримувалися виключає вплив w_r на масообмен умова $\varepsilon_M > \varepsilon_r$.

Для відкритої турбінної мішалки ця умова може бути зведене до вигляду

$$n > 1,14 (w_r V_H / d_M^5)^{0,33} \quad (37)$$

де V_H – номінальний обсяг апарату, м³; w_r – наведена швидкість газу, м/с; d_M – діаметр мішалки, м.

У цьому випадку для розрахунку об'ємного коефіцієнта масопереносу кисню у водне середовище, перемішують відкритої турбінної мішалкою, можна скористатися наступними рівняннями:

$$\text{при } \varepsilon_N = (\varepsilon_M + \varepsilon_r) < 10 \text{ кВт/м}^3 \rightarrow \beta_{ж} a = 0,06 \varepsilon_N^{0,81} \quad (38)$$

$$\text{при } \varepsilon_N = (\varepsilon_M + \varepsilon_r) > 10 \text{ кВт/м}^3 \rightarrow \beta_{ж} a = 0,153 \varepsilon_N^{0,39} \quad (39)$$

У цих рівняннях величина ε_N приймається в кВт/м³. З зіставлення рівнянь (38) і (39) випливає, що зі збільшенням сумарної дисипації енергії ε_N вплив її на масоперенос зменшується.

У ферментаторах з установкою m відкритих турбінних мішалок на одному валу, за експериментальними даними, коефіцієнт масопереносу

$$\beta_{ж} a = 0,8 \varepsilon_N^{0,53} n^{0,2} m^{0,47} (d_M / D)^{0,18} \quad (40)$$

1.20 Вибір приводу перемішуючого пристрою

Найбільш широке використання в хімічній апаратурі з перемішуючими пристроями мають вертикальні виносні приводи. В таблиці 5 приведені основні данні о таких нормалізованих приводів якими рекомендується користуватися при конструюванні біохімічних реакторів.

Приводи призначені для апаратів ємністю від 1 до 50 м³, виготовлених з вуглеродистої, легованої та двохшарової сталей. Нормалізовані приводи розбиті на дев'ять типів.

Таблиця 5 – Основні типи нормалізованих приводів

Номер МН	Тип	Характеристика приводу	Потужність, кВт	N, сек ⁻¹ , (об/хв)
6855-66	I	З кінцевою опорою, мотор-редуктром типу МПО2 та електродвигуном серій АО2 та ВАО	0,4–100	0,08–1,335 (5–80)
5856-66	II	З одною проміжковою опорою, мотор-редуктром типу МПО2 та ВО та електродвигуном серій АО2 та ВАО	0,4–75	0,08–3,00 (5–180)
5857-66	III	З кінцевою опорою низькі, мотор-редуктром типу МПО2 та електродвигуном серій АО2 та ВАО	0,4–100	0,08–1,335 (5–80)
5858-66	IV	З одною проміжковою опорою низькі, мотор-редуктром типу МПО2 та ВО та електродвигуном серій АО2 та ВАО	0,4–75	0,08–3,00 (5–180)
5859-66	V	З двома проміжковими опорами, мотор-редуктром типу ВО та електродвигуном серій АО2 та ВАО	1,5–100	2,00–6,67 (120–400)
5860-66	VI	З двома проміжковими опорами низькі, мотор-редуктром типу ВО та електродвигуном серій АО2 та ВАО		
5861-66	VII	З клиноремінною передачею та електродвигуном серій АО2 та ВАО	1,1–10	6,67–12,5 (400–750)
5862-66	VIII	З черв'ячними глобоїдним мотор-редуктором є електродвигуном серій АО2 та ВАО		0,133–2,09 (8–125)
5863-66	IX	З аксіально поршневим гідромотором (з безступінчастим регулюванням швидкості обертання)	5–20	0,02–16,7 (1–1000)

1.21 Розрахунок припусків на механічну обробку і визначення операційних розмірів

Номінальні значення лінійних розмірів заготовки розраховують при виконанні розмірного аналізу проектованого технологічного процесу, тобто після того, як намічені необхідні операції і переходи механічної обробки.

Для отримання необхідної якості поверхні для заготовки валу поковки, яку отримують методом штампуванням на КГШП, треба виконати наступні операції:

- чорнове точіння;
- чистове точіння;
- шліфування.

Величина припуску повинна компенсувати всі похибки від попередньої обробки заготовки та похибки, що виникають при виконанні поточної операції технологічного процесу.

Розрізняють загальні та проміжні припуски. Проміжним припуском називають шар матеріалу, що знімається при виконанні даного технологічного переходу.

Загальний припуск – це сума всіх проміжних припусків, знятих при обробці даної поверхні.

Розрізняють мінімальні, номінальні та максимальні припуски на обробку. Мінімальні проміжні припуски на механічну обробку поверхні на сторону при послідовній обробці протилежних поверхонь розраховується за формулою (лінійний розмір)

$$z_{min} = R_{Z_{i-1}} + T_{i-1} + \Delta_{i-1} + \varepsilon_i. \quad (41)$$

Мінімальний припуск на діаметр при обробці поверхонь обертання

$$2 \cdot z_{min} = 2 \left(R_{z_{i-1}} + h_{i-1} + \sqrt{\Delta_{i-1}^2 + \varepsilon_i^2} \right), \quad (42)$$

де $R_{z_{i-1}}$ – висота мікронерівностей, отриманих на попередній операції;

h_{i-1} – глибина дефектного шару, отриманого на попередній операції;

Значення R_z і h для операцій технологічного процесу [1 стр. 13 табл. 4]:

- для заготовки: $R_z = 150$ мкм, $h = 250$ мкм;
- для чорнового точіння: $R_z = 50$ мкм, $h = 50$ мкм;
- для чистового точіння: $R_z = 30$ мкм, $h = 30$ мкм;
- для шліфування: $R_z = 5$ мкм, $h = 15$ мкм.

Δ_{i-1} – залишкове викривлення після переходів, тобто відхилення розташування поверхонь, отримане на попередній операції, мкм.

Відхилення розташування лінійних поверхонь (просторового відхилення) заготовки залежить від відхилення плоскої поверхні від площинні

$$\Delta_z = \Delta_{\text{випр}} = \Delta_g \cdot l, \quad (43)$$

де $\Delta_{\text{випр}}$ – викривлення поверхні, що визначається за формулою, мкм,

$$\Delta_{\text{випр}} = \Delta_g \cdot l, \quad (44)$$

де Δ_g – питомий викривлення, тобто відхилення осі деталі від прямолінійності, мкм на 1 мм, що залежить від методу її отримання, є однаковим для всіх варіантів $\Delta_g = 0,7$ мкм / мм ;

$l = 60$ мм – відстань від оброблюваного перетину до найближчої опори, є однаковим для всіх варіантів, оскільки не змінюється положення люнети при обробці всіх наведених варіантів деталей.

ε_{i-1} – похибка базування, $\varepsilon_{i-1} = 0$, оскільки обробка валу на всіх операціях ведеться в центрах.

Значення сумарного відхилення розташування циліндричних поверхонь (просторового відхилення) заготовки при обробці в центрах розраховується за формулою

$$\Delta_z = \sqrt{\Delta_{zm}^2 + \Delta_{\psi}^2 + \Delta_{\text{випр}}^2}, \quad (45)$$

де $\Delta_{зм}$ – зміщення одних ділянок поверхні відносно інших, у випадку заготовки поковки – зміщення осей поковок при штампуванні в різних половинах штампа, $\Delta_{зм}^2 = 0,5 \text{ мм}$ – дійсне для всіх варіантів;

Δ_y – похибка центрування, при деталі в центрах знаходиться за формулою

$$\Delta_y = \sqrt{\left(\frac{\delta_3}{2}\right)^2 + 0,25^2}, \quad (46)$$

де δ_3 – допуск заготовки, мм;

Значення допусків для кожного переходу приймаємо відповідно до квалітетів того чи іншого виду обробки, таблиця 6.

Таблиця 6 – Значення допусків

Вид обробки	Квалітет точності	Допуск δ , мкм
Заготовка	16	1900
Чорнове точіння	12	300
Чистове точіння	9	74
Шліфування	6	19
Фрезерно-центрувальна операція		500

Величина залишкового викривлення після переходу, що здійснюється, визначається за формулою

$$\Delta_{зали} = K_y \cdot \Delta_3, \quad (47)$$

де K_y – коефіцієнт уточнення, значення приведені в таблиці 7;

Δ_3 – сумарне відхилення розташування поверхонь заготовки.

Розрахункові формули для визначення діаметральних розмірів. Граничний діаметральний розмір d_{\min} визначається для кожного переходу за формулою

$$d_{\min i-1} = d_{\min i} + 2 \cdot z_{\min i}. \quad (48)$$

Таблиця 7 – Значення коефіцієнта уточнення

Заготовка	Технологічний перехід	Коефіцієнт уточнення, K_y
Гарячекатаний прокат, штампування, відливка	Після обточування: чорнового та однократного	0,06
	чистового	0,04
	Після шліфування	0,02

Граничний діаметральний розмір d_{\max} обчислюється додаванням допуску до найменшого граничного розміру

$$d_{\max i} = d_{\min i} + \delta_i. \quad (49)$$

Розрахункові формули для визначення лінійних розмірів. Граничний лінійний розмір l_{\min} визначається для кожного переходу за формулою

$$l_{\min i-1} = l_{\min i} + z_{\min i}. \quad (50)$$

Граничний лінійний розмір l_{\max} обчислюється додаванням допуску до найменшого граничного розміру

$$l_{\max i} = l_{\min i} + \delta_i. \quad (51)$$

Граничні значення припусків z_{\max}^{np} визначаються як різниці найбільших граничних розмірів і z_{\min}^{np} – як різниці найменших граничних розмірів попереднього і виконуваного переходів:

– максимальний припуск

$$2 \cdot z_{\max}^{np} = d_{\max i} - d_{\max i-1}; \quad (52)$$

$$z_{\max}^{np} = l_{\max i} - l_{\max i-1};$$

– мінімальний припуск

$$2 \cdot z_{\min}^{np} = d_{\min i-1} - d_{\min i}; \quad (53)$$

$$z_{\min}^{np} = l_{\min i-1} - l_{\min i}.$$

Загальний номінальний припуск визначаємо за формулою

$$z_{0 \text{ ном}} = z_{0 \text{ min}} + EI_3 - \delta_0, \quad (54)$$

де EI_3 – нижні відхилення діаметра заготовки;

δ_0 – допуск на деталь.

Номінальний діаметр заготовки визначаємо за формулою

$$d_{3 \text{ ном}} = d_{\text{дном}} + z_{0 \text{ ном}}. \quad (55)$$

де $d_{\text{дном}}$ – номінальний діаметр деталі.

Номінальну довжину заготовки визначаємо за формулою:

$$l_{3 \text{ ном}} = l_{\text{дном}} - z_{0 \text{ ном}}. \quad (56)$$

де $l_{\text{дном}}$ – номінальна довжина деталі.

Для перевірки правильності розрахунків треба виконати порівняння різності значень між максимальним та мінімальним присками та різності значень допусків на операціях чорнового точіння та шліфування

$$z_{\text{max}3}^{\text{np}} - z_{\text{min}3}^{\text{np}} = \delta_3 - \delta_1. \quad (57)$$

1.22 Проектування технологічних операцій механічної обробки

Маршрут оформляється у вигляді плану операцій (табл. 8).

Таблиця 8 – Приклад таблиці для оформлення маршрутного технологічного процесу

№ операції	Найменування та зміст операції	Базові поверхні	Модель верстата	Робочий інструмент	Установочні пристосування
1	2	3	4	5	6

У першій графі вказуються всі операції даного маршруту обробки (в тому числі заготівельну, термообробку, покриття). У другій графі для кожної операції розробляють ескіз деталі в робочому положенні (оброблювані поверхні виділяються товстими лініями або іншим кольором). На ескізі проставляють шорсткість оброблюваних поверхонь, позначають технологічні

бази (згідно ГОСТ 3.1107-81), наносять всі необхідні розмірні зв'язку. У третій графі вказують орієнтовно тип обладнання. В останній графі формулюють мету кожної операції (наприклад, формоутворення, підготовка технологічних баз, видалення основного припуску, забезпечення вимог креслення по точності, шорсткості і взаємного розташування поверхонь).

Кількість переходів (операцій), необхідних для обробки кожної поверхні, визначається за коефіцієнтами уточнення і коригується за нормами точності, що досягається [1].

Загальний коефіцієнт уточнення визначається за формулою

$$K_{y.o.} = \frac{T_3}{T_0} = \prod_{i=1}^n K_{y1} \cdot K_{y2} \cdot K_{y3} \dots K_{yn}, \quad (58)$$

де T_3 – допуск на заготовку на оброблювану поверхню, *мкм*;

T_0 – допуск на оброблену поверхню деталі, *мкм*;

K_{yi} – коефіцієнт уточнення на одній операції

$$K_{y1} = \frac{\delta_3}{\delta_1}; \quad K_{y2} = \frac{\delta_1}{\delta_2}; \quad K_{y3} = \frac{\delta_2}{\delta_3}, \quad (59)$$

де δ_1 , δ_2 , δ_3 – допуски розмірів, отриманих при обробці деталі на першій, другій і третій операціях.

Кількість співмножників за умови $K_{y.o.} \leq \prod_{i=1}^n K_{yi}$ дорівнює кількості операцій для обробки даної поверхні.

1.23 Розрахунок режимів різання.

У роботі, режими різання розраховуються аналітичним методом (за емпіричними формулами теорії різання) для 2-х операцій, що не повторюються [2].

Для інших операцій режими різання призначаються за нормативами з урахуванням поправочних коефіцієнтів [8].

Розраховуємо швидкість різання за формулою

$$V = \frac{C_v}{T^m t^x S^y} \cdot K_v, \quad (60)$$

де C_v – коефіцієнт, що залежить від оброблюваного матеріалу;

m – показник ступеня по стійкості T ;

x – показник ступеня при глибині різання t ;

y – показник ступеня при подачі S ;

T – значення стійкості;

t – глибина різання;

S – подача.

Обираємо значення коефіцієнтів для умов обробки валу, а саме зовнішнє поздовжнє точіння прохідними різцями: $C_v = 340$; $m = 0,2$; $x = 0,15$; $y = 0,45$;

$T = 30 \text{ хв}$. K_v – поправочний коефіцієнт, що розраховується за формулою

$$K_v = K_{Mv} \cdot K_{Пv} \cdot K_{Иv}, \quad (61)$$

де K_{Mv} – коефіцієнт, що враховує вплив якості оброблюваного матеріалу на швидкість різання, для сталі розраховується за формулою

$$K_{Mv} = \left(\frac{750}{\sigma_b} \right)^n, \quad (62)$$

де $n = 1$ – показник ступеня для твердого сплаву;

$K_{Пv}$ – коефіцієнт, що відображає вплив стану поверхні заготовки на швидкість різання, для поковки $K_{Пv} = 0,8$;

$K_{Иv}$ – коефіцієнт, що враховує вплив якості матеріалу інструмента на швидкість різання. При використанні інструментів – різців з платівкою з твердого сплаву $K_{Иv} = 1$.

Сил різання H прийнято розкласти на складові сили, що направлені по осям координат верстата (тангенціальну P_z , радіальну P_y , осьову P_x).

Складові сили різання P_z застосовується в подальших формулах. При

зовнішньому поздовжньому та поперечному точінні ця складова розраховується за формулою

$$P_z = 10C_p \cdot t^x \cdot S^y \cdot V^n \cdot K_p, \quad (63)$$

де C_p – постійний коефіцієнт, що залежить від фізико-механічних властивостей матеріалу;

t – глибина різання;

S – подача;

V – швидкість різання.

Коефіцієнт C_p та показники ступені x , y , n для конкретних умов обробки згідно даного завдання приведені в таблиці 1.9.

K_p – поправочний коефіцієнт, що враховує фактичні умови різання

$$K_p = K_{\text{Мр}} \cdot K_{\text{фр}} \cdot K_{\text{γр}} \cdot K_{\text{λр}} \cdot K_{\text{гр}}, \quad (64)$$

де $K_{\text{Мр}}$ – поправочний коефіцієнт, що враховує вплив механічних властивостей оброблюваного матеріалу на силу різання. Для оброблюваного матеріалу із конструктивної сталі знаходиться за формулою

$$K_{\text{Мр}} = \left(\frac{\sigma_B}{750} \right)^n, \quad (65)$$

де σ_B – межа міцності при розтягуванні, МПа, n – показник ступеня при визначенні складової сили P_z при обробці різцями дорівнює $n = 0,75$;

$K_{\text{фр}}$ – поправочний коефіцієнт, що враховує вплив головного кута на силу різання; $K_{\text{γр}}$ – поправочний коефіцієнт, що враховує вплив переднього кута в плані на силу різання;

$K_{\text{λр}}$ – поправочний коефіцієнт, що враховує вплив кута нахилу головного леза на силу різання;

$K_{\text{гр}}$ – поправочний коефіцієнт, що враховує вплив радіусу при вершині різця.

Чисельні показники коефіцієнтів зведені в таблицю 1.10.

Таблиця 9 – Значення коефіцієнту C_p та показників ступенів x , y , n

Матеріал, деталі	Матеріал робочої частини різця	Вид обробки	C_p	x	y	n
Конструктивна сталь та сталеві відливки	Твердий сплав	Зовнішнє поздовжнє та поперечне точіння та розточування	300	1,0	0,75	- 0,15

Таблиця 10 – Поправочні коефіцієнти, що враховують вплив геометричних параметрів ріжучої частини інструменту на сил різання при обробці сталі

Параметри		Матеріал ріжучої частини інструменту	Поправочні коефіцієнти	
Найменування	Величин а		Позначення	Величина коефіцієнтів для тангенціальної складової P_z
Головний кут в плані φ°		Твердий сплав	$K_{\varphi p}$	0,94
Передній кут γ°		Твердий сплав	$K_{\gamma p}$	1
Кут нахилу основного леза λ°		Твердий сплав	$K_{\lambda p}$	1
Радіус при вершині r , мм		Швидкоріжуча сталь	K_{rp}	1

Потужність різання, kBm , визначається за формулою

$$N = \frac{P_z \cdot V}{1020 \cdot 60}. \quad (66)$$

За розрахованою потужністю на шпинделі і двигуні верстата вибираємо його модель [2], при цьому потужність двигуна повинна бути більше або дорівнювати розрахованій: $N_g \geq N$.

Визначаємо хвилинну подачу, *мм/хв*,

$$S_{xв} = S \cdot n. \quad (67)$$

Визначаємо основний час

$$T_o = \frac{L}{S_{xв}} \cdot i, \quad (68)$$

де L – довжина різання, *мм*; i – кількість робочих ходів.

Визначаємо довжину різання

$$L = l + y, \quad (69)$$

де l – довжина робочого ходу інструмента, *мм*;

y – величина врізання, *мм*, знаходиться за формулою

$$y = y_{підв} + y_{вріз} + y_n, \quad (70)$$

де $y_{підв}$ – величина підведення інструменту;

$y_{вріз}$ – величина врізання інструменту;

y_n – величина пробігу інструменту.

1.24 Розрахунок точності технологічних операцій механічної обробки.

Метою розрахунку точності обробки є:

- 1) Визначення сумарної похибки механічної обробки;
- 2) Розробка заходів, що знижують вплив елементарних похибок на сумарну точність.

Сумарну похибку обробки розраховуємо за формулою

$$\Delta_{\Sigma} = \Delta_i + \Delta_n + \sqrt{\Delta_{сл}^2 + \varepsilon_y^2}, \quad (71)$$

де Δ_i – похибка, обумовлена зносом різального інструменту, *мкм*;

Δ_H – похибка настройки верстата, *мкм*;

$\Delta_{сл} = 15$ *мкм* – поле розсіювання похибок обробки, обумовлених дією випадкових факторів, *мкм*;

ε_y – похибка установки заготовки, *мкм*.

Похибку, яка обумовлена зносом різального інструменту, визначимо за формулою

$$\Delta i = \frac{i_o \cdot l}{1000}, \quad (72)$$

де i_o – відносний знос інструмента на 1000 *м* шляху різання, для різців з матеріалу ріжучої частини Т15К6 при обробки деталі з вуглеводистої сталі $i_o = 5$ *мкм/км*; l – шлях різання, *м*,

$$l = \frac{\pi \cdot D \cdot L \cdot n}{1000 \cdot S_o}, \quad (73)$$

де D – діаметр оброблюваної поверхні, L – розрахункова довжина обробки з урахуванням шляху врізання ріжучого інструменту, знаходиться як сума добутків діаметру та довжини, що оброблюється; n – кількість деталей в партії; S_o – подача на оборот верстата.

Похибка, настройки верстата визначається за формулою

$$\Delta_H = \sqrt{\Delta_{зм}^2 + \Delta_{рег}^2 + \Delta_{вим}^2}, \quad (74)$$

де $\Delta_{рег}$ – похибка регулювання положення ріжучого інструменту на верстаті;

$\Delta_{вим}$ – похибка вимірювання пробних деталей;

$\Delta_{зм}$ – зміщення центру групування розмірів пробних деталей щодо середини поля розсіювання розмірів, *мкм*,

$$\Delta_{зм} = \frac{\Delta_{mn}}{\sqrt{m}}, \quad (75)$$

де Δ_{mn} – миттєва похибка обробки;

m – кількість пробних деталей.

Приймається з довідкової літератури $\Delta_{\text{мп}} = 10 \text{ мкм}$; $m = 5$; $\Delta_{\text{рег}} = 15 \text{ мкм}$;
 $\Delta_{\text{вим}} = 8 \text{ мкм}$.

Висновок про точність операції можливо зробити порівнявши значення сумарної похибки і допуску на обробку заданого розміру. Якщо, це означає, що точність операції задовільна. Якщо, то необхідно передбачити заходи щодо зміни схеми базування, виду обробки, що застосовується верстатного пристосування, що застосовується верстата підвищеної точності, зміни методу налаштування технологічної системи і т.п. Операцію, яка не забезпечує умова, застосовувати в технологічному процесі не можна, оскільки це призведе до виникнення браку.

2 РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА

2.1 Вхідні дані

Ферментор для синтезу глютамінової кислоти.

Ферментор загальним обсягом: $V_{\text{заг}}=16\text{м}^3$

Коефіцієнт заповнення: $K_3 = 0,7$;

Загальний об'єм апарата $V_{\text{заг}} = 16 \text{ м}^3$

внутрішній діаметр апарата $D_{\text{вн}} = 2000 \text{ мм}$.

Еліптичні днища для апаратів з таким діаметром мають наступні показники:

внутрішній діаметр $D_{\text{вн}} = 2000 \text{ мм}$;

висота еліптичної (опуклої) частини $H_{\text{ел}} = 500 \text{ мм}$;

висота відбортовки $h = 40 \text{ мм}$;

внутрішня поверхня $F= 4,59\text{м}^2$;

Об'єм днища $V_{\text{дн}} = 1,168\text{м}^3$;

товщина стінки днища $S = 14\text{мм}$.

$H_{\text{в}} = 0.25 D_{\text{вн}} = 500 \text{ мм}$

Повний об'єм ферментера: $V_{\text{ц}}=13.664 \text{ м}^3$

Висота циліндричної частини ферментера: $H_{\text{ц}} = 4.352 \text{ м}$

Максимальна поверхня теплопередачі $F_{\text{max}} := 19.066\text{м}^2$

Загальна висота ферментера: $H_{\text{заг}}=5.432 \text{ м}$

Об'єм рідини в циліндричній частині у ферментері: $V_{\text{рц}} = 10.032 \text{ м}^3$

$V_{\text{рд}} = V_{\text{дн}}$

Висота рідини у циліндричній частині ферментера: $H_{\text{рц}}=3.193 \text{ м}$

Загальна висота рідини у ферментері: $H_{\text{р}}=3.733 \text{ м}$

Завдання: провести розрахунок перемішуючого пристрою та валу.
Розрахувати обраний вал на міцність та вібростійкість, побудувати

кінематичну схему та епюри за проведеними вище розрахунками. Провести конструкторський розрахунок валу. Описати методику виготовлення валу.

2.2 Визначення параметрів продуктів реакції

Сумарне рівняння процесу біосинтезу глютамінової кислоти, має такий вигляд:



З рівняння реакції бачимо, що для утворення одного молю глютамінової кислоти необхідно 1,5 моля O_2

При утворенні 1 кг глютамінової кислоти утворюється

$$\frac{m(\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}_4)}{M(\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}_4)} = \frac{1000}{147.13} = 6.797 \text{ моль } (\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}_4)$$

Тобто можна скласти наступну пропорцію

$$1 \text{ моль } (\text{C}_5\text{H}_9\text{NO}_4) - 1,5 \text{ моль } \text{O}_2$$

$$6,797 \text{ моль} - x$$

$$x = 10.195 \text{ O}_2/\text{кг},$$

в кілограмах

$$m = x \cdot M(\text{O}_2) = 10,195 \cdot 0,032 = 0,326 \text{ кг } \text{O}_2/\text{кг}.$$

Розділимо робочий об'єм ферментера на час його роботи та знайдемо продуктивність ферментера:

$$Q = \frac{V_{\text{рц}}}{\tau \rho \cdot 3600} = 5.983 \cdot 10^5$$

$$Q = 0.045 \text{ кг/с}$$

Необхідна кількість кисню для забезпечення заданої продуктивності дорівнює:

$$G_{\text{O}_2} = G_{\text{ГК}} \cdot 1.06 = 4.868 \cdot 10^{-3} \text{ кг/с}$$

де $c = 21\%$ - концентрація кисню в повітрі

2.3 Розрахунок параметрів перемішуючого пристрою

Параметри середи перемішування:

Густина середовища ρ_c : 996 кг/м³

Густина повітря ρ_c : 1165 кг/м³

Динамічна в'язкість рідини μ_c : $804 \cdot 10^{-6}$ Па·с

Так як продуктами для утворення глютамінової кислоти є дві взаєморозчинні рідини, а вихідними продуктами є вуглекислота і вода, тоді для вибору перемішуючого пристрою призначаємо наступні технологічні процеси:

- Перемішування взаєморозчинних рідин;
- Інтенсифікація теплообміну;
- Вирівнювання температури;
- Механічне диспергування кисню у рідині.

За заданими технологічними процесами обираємо мішалку типу 1 (Лопатеву).

Геометричні характеристики перемішуючого пристрою розраховуються наступним чином

Діаметр (розмах) мішалки:

$$d_M = \frac{D_B}{(1,4 \dots 1,7)} = \frac{1,9}{1,5} = 1,266 \text{ м}$$

Висота лопаті мішалки:

$$b = 0,1d_M = 0,12 \text{ м}$$

Мінімальна висота до днища апарату:

$$h_M = (0,1 \dots 0,3)d_M = 0,1 \cdot 1,2 = 0,12 \text{ м}$$

За графіком приведеному на рис.1.7 знаходимо критерій потужності K_N

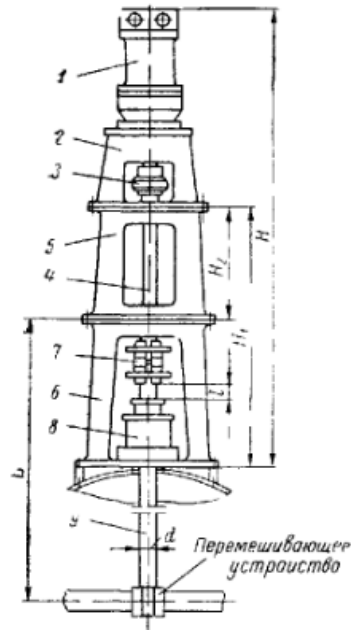


Рисунок 14 – Загальний вигляд

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.15) використовують в апаратах для переробки кислих і лужних середовищ при тиску до 2.5МПа.

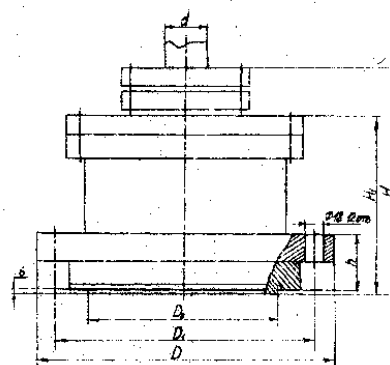


Рисунок 15 – Общий вид торцевого уплотнения

2.4 Вибір типу мотор-редуктора.

В якості приводів можуть бути використаний мотор-редуктор типу ВВП (рис 16). Це агрегат, в якому конструктивно об'єднані електродвигун і редуктор.

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

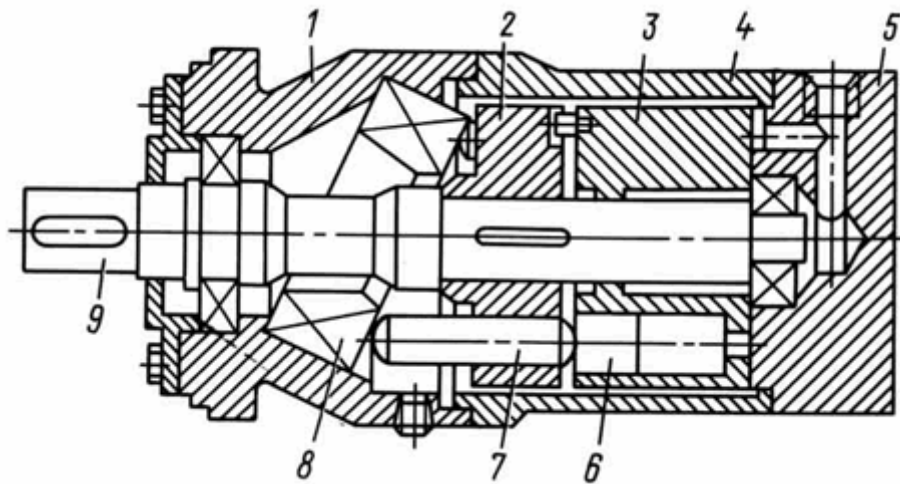


Рисунок 16 – Загальний вигляд аксіально-поршенового гідромотору

Необхідну потужність електродвигуна P_i визначають за умовою:

$$P_{\text{дв}} = \frac{P_i}{\eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_3 \cdot \eta_4} \quad (76)$$

де P_i – потужність на валу мішалки;

$\eta_1 = 0,98$ - КПД підшипників, в яких встановлено вал (відповідно до конструктивною схемою підшипникового вузла);

$\eta_2 = 0,97$ - КПД механічної передачі (редуктора);

$\eta_3 = 0,98$ КПД, враховує втрати потужності в ущільненні;

$\eta_4 = 0,98$ - КПД, враховує втрати в муфті.

$$P_{\text{тр}} = \frac{14,2}{0,98 \cdot 0,98 \cdot 0,98 \cdot 0,97} = 15,55 \text{ кВт}$$

Вибираємо мотор-редуктор ВОМІ $P_{\text{тр}} = 16 \text{ кВт}$, $n_m = 2 \text{ об/хв}$

Для з'єднання вала мішалки з валом мотор-редуктора використовують поздовжньо-роз'ємну, пружну втулично-пальцеве або зубчасту муфти. За допомогою поздовжньо-рознімної і зубчастої муфт можливе з'єднання валів однакового діаметра, а за допомогою пружної втулично-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:

$$\omega = \frac{\pi \cdot n}{30} \quad (77)$$

$$\omega = \frac{3,14 \cdot 2}{30} = 0,209 \text{ с}^{-1};$$

де n - частота обертання мішалки;

б) обчислюємо крутний момент на валу:

$$T = \frac{P}{\omega} = \frac{1,5 \cdot 10^3}{28,26} = 53 \text{ Нм}$$

$$T = \frac{P}{\omega} = \frac{14,2 \cdot 10^3}{2} = 7100 \text{ Н} \cdot \text{м}$$

де: P - потужність на валу мішалки кВт;

в) визначаємо величину розрахункового моменту:

$$T_p = kT, \quad (78)$$

$$T_p = 1,2 \cdot 7100 = 5916$$

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

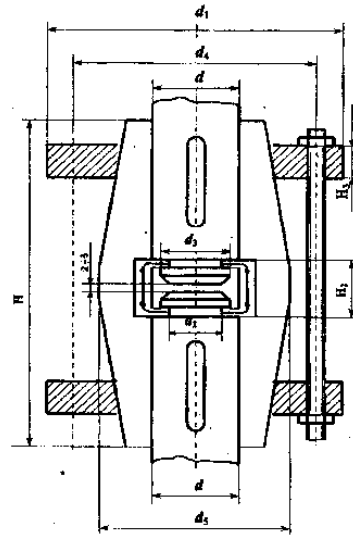


Рисунок 17 – Загальний вигляд поздовжньо-рознімної муфти

2.5 Вибір опори приводу.

Стійка має вигляд усіченого конуса, що виконується з чавуну, з трьома опорними поверхнями. На верхній опорній 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.14, 15). Для зручності монтажу і демонтажу мотор-редуктора під опорною поверхнею передбачені вікна розміром 50x70 мм.

2.6 Проектний розрахунок і конструювання вала і підшипникового вузла

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

Мінімальний діаметр d вала 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 $l_1 = 50$ мм і уточнюємо за розмірами муфти.

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

$$d_2 = d + (4...7) = 57 \text{ мм}$$

і округляємо до найближчого стандартного $d_2 = 65$ мм,

$$l_2 = b + s = 22 + 20 = 42 \text{ мм,}$$

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 шлицеву гайку $d_3 = 48 + (2...4) = 52$ мм повинен бути узгоджений з розміром різьби в гайці. Довжина цієї ділянки $l_3 = 25$ мм.

4. Наступна ділянка вала призначений для посадки підшипника. Його діаметр $d_4 = 62$ 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

$$l_4 = B + 5 = 15 + 5 = 20 \text{ мм,}$$

де B - ширина підшипника.

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

$$d = d_4 + (6 \dots 8) = 51 \text{ мм.}$$

6. Діаметр під сальник узгоджується з діаметром отвору під сальник $d_5 = 65$. 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 мішалку знаходиться за формулою $l_6 = d_m \cdot 0,1 \cdot 1,2 = 152$ мм.

8. Діаметр валу, у місці погруження у реактор $d_7 = d_6 + (2 \dots 5) = 60 + 4 = 64$ мм, довжина ділянки $l_6 = (H_c - h_m) - l_6 - l_3 = 3793$ мм.

3.4 Перевірочний розрахунок вала.

Основними критеріями працездатності валів пристроями, є виброустойчивість 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.

2.7 Розрахунок на міцність та вібростійкість.

Розрахунок здійснюємо в такій послідовності:

Розрахунок на вібростійкість

1. Визначаємо масу одиниці довжини вала:

$$m = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \rho, \text{ кг} \cdot \text{ м}, \quad (79)$$

де $\rho = 7,92 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$ - щільність матеріалу валу (сталь марки 12Х18Н10)

$d(d_2) = 0,06 \text{ м}$ - діаметр вала в місці ущільнення, м.

$$m = \frac{3,14 \cdot 0,06^2}{4} 7,92 \cdot 10^3 = 0,0238 \cdot 10^3, \text{ кг} \cdot \text{ м}$$

2. Обчислимо момент інерції поперечного перерізу вала:

$$J = \frac{\pi \cdot d^4}{64}, \text{ м}^4 \quad (80)$$

$$J = \frac{3,14 \cdot 0,06^4}{64} = 0,72 \cdot 10^{-7}, \text{ м}^4$$

3. Визначимо значення коефіцієнтів:

$$K = \frac{M_M}{m \cdot L}, a_1 = \frac{l_1}{L}, \quad (81)$$

$$K = \frac{14,7}{0,0238 \cdot 10^{-3} \cdot 4324} = 0,1425$$

$$a_1 = 0,9$$

де $M_M = 14,7 \text{ кг}$ - маса мішалки, кг,

l_1, L - значення довжин відповідних ділянок вала, м (по розр. схемою і компонуванні).

4. Відповідно до обраної розрахункової схемою визначимо коефіцієнт α

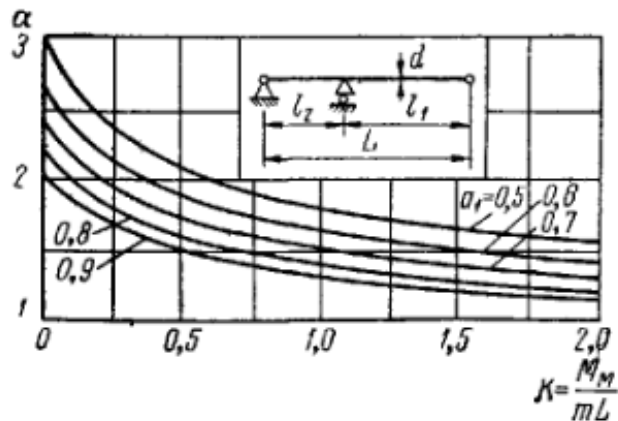


Рис. 18 – Значення коефіцієнту α в залежності від K

$$\alpha = 1.9$$

5. Визначимо критичну швидкість вала:

$$\omega_{01} = \frac{\alpha^2}{L^2} \sqrt{\frac{EJ}{m}}, \text{ рад/сек} \quad (82)$$

$$\omega_{01} = \frac{1.9^2}{4.324^2} \sqrt{\frac{190 \cdot 10^7 \cdot 7.249 \cdot 10^{-7}}{23.89}} = 1.465 \text{ рад/сек} = 13.99 \text{ об/мин}$$

де $E = 2 \cdot 10^{11}$ – модуль поздовжньої пружності вала.

Перевіримо виконання умови

$$\omega \leq \omega_{01}, 2 \leq 13,9$$

Умова міцності виконується.

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,:

$$e = 0,5 \cdot 10^{-3} + 0,03 \cdot D_{\text{меш}}, \quad (83)$$

де $D_{\text{меш}} = 1,25$ -діаметр мішалки, м .

$$e = 0,5 \cdot 10^{-3} + 0,03 \cdot 1,25 = 0,038, \text{ м}$$

2. Визначити значення приведеної маси мішалки і вала

$$M_{\text{пр}} = M_{\text{меш}} + q \cdot m \cdot L, \quad (84)$$

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

Для першої розрахункової схеми:

$$q = \frac{3}{(4 - 2,2 \cdot a_1)^4 a_1^2} \quad (85)$$

$$q = \frac{3}{(4 - 2,2 \cdot 0,92298)^4 0,92298^2} = 0,234$$

$$M_{\text{пр}} = 14,7 + 0,234 \cdot 23,89 \cdot 4,324 = 38,889, \text{ кг}$$

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

$$r = \frac{e}{1 - \left(\frac{\omega}{\omega_{\text{сд}}}\right)^2} \quad (86)$$

$$r = \frac{0,038}{1 - \left(\frac{2}{13,997}\right)^2} = 0,0387, \text{ м}$$

4. Визначаємо відцентрову силу

$$P_{\text{ц}} = M_{\text{пр}} \omega^2 r, \text{ Н} \quad (87)$$

$$P_{\text{ц}} = 14,72^2 \cdot 0,0387 = 6,0344, \text{ Н} = 0,615 \frac{\text{кг}}{\text{с}}$$

5. Визначаємо радіальні реакції в опорах:

Знайдемо реакції в опорах:

$$\sum M_A = 0:$$

$$R_B \cdot l_2 - F_y \cdot L = 0$$

$$R_B = \frac{F_y \cdot L}{l_2} = \frac{144,4 \cdot 0,8}{0,26} = 444,4 \text{ Н}$$

$$\sum M_B = 0:$$

$$R_A \cdot l_2 - F_y \cdot l_1 = 0$$

$$R_A = \frac{F_y \cdot l_1}{l_2} = \frac{144,4 \cdot 0,54}{0,26} = 300 \text{ Н}$$

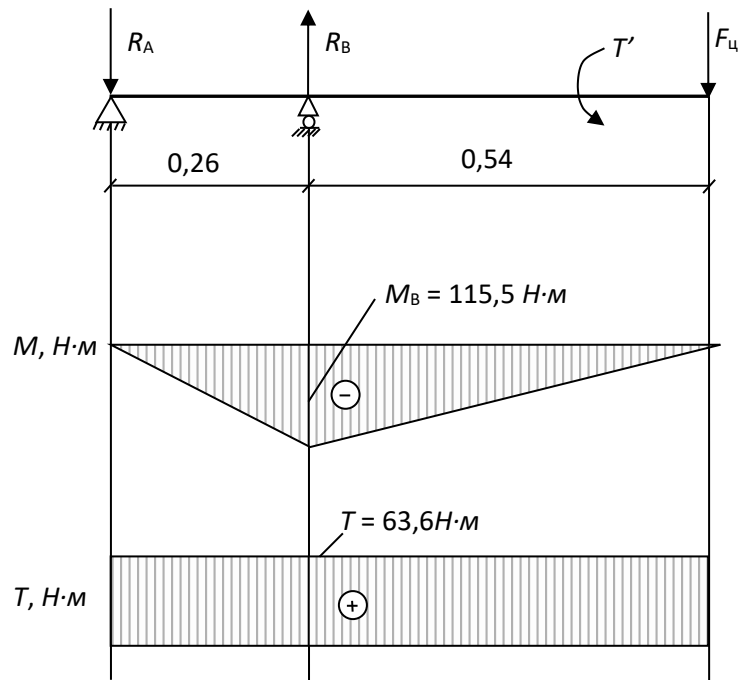


Рисунок 19 - Епюри крутного і згинального моментів.

Перевірка:

$$-R_A + R_B - F_{ц} = 0$$

$$-300 + 444,4 - 144 = 0$$

$$M_A = 0$$

$$M_B = l_2 \cdot R_B = 0,26 \cdot 444,4 = 115,5 \text{ H}\cdot\text{m}$$

$$\tau = \frac{T}{0,2 \cdot d^3} = \frac{63,6}{0,2 \cdot (0,040)^3} = 4,9 \cdot 10^6 \text{ Па} ;$$

$$\sigma = \frac{M}{0,1 \cdot d^3} = \frac{115,5}{0,1 \cdot (0,040)^3} = 18 \text{ МПа} .$$

$$\sigma_{\text{экв}} = \sqrt{\sigma^2 + 4\tau^2} \leq [\sigma]$$

$$\sigma_{\text{экв}} = \sqrt{(18 \cdot 10^6)^2 + 4(4,9 \cdot 10^6)^2} = 20,5 \text{ МПа}$$

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

2.8 Перевірочний розрахунок шпоночно з'єднання

Шпонки призматичні (ГОСТ 23360-78)

Діаметр валу $d=52-65$ мм

$$\sigma_{см} = \frac{2T}{d(h-t_s)l} \leq [\sigma_{см}] ; \quad (88)$$

де: $[\sigma_{см}] = 80 \text{ Н / мм}^2$;

$T = 580$ Нм - крутний момент валу;

$d = 58$ мм - діаметр валу;

$h = 8$ мм - висота шпонки;

$l = 32$ мм - довжина шпонки;

$$\sigma_{см} = \frac{2 \cdot 580}{58 \cdot (8-4) \cdot 32} = 0,15 \text{ Н / мм}^2;$$

$\sigma_{см} = 0,15 \leq [\sigma_{см}] = 80 \text{ Н / мм}^2$; умова виконана.

2.9 Виготовлення валу

Таблиця 11 – 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

$$D_{\phi} = D_{max} \cdot 1,05 = 65 \cdot 1,05 = 68,2 \text{ мм}$$

Вибираємо діаметр стандартної заготовки. $D_3 = 70$ мм.

Розрахункова маса заготовки буде

$$M_p = M_d \cdot K_p, \text{кг} \quad (89)$$

де M_d – розрахована маса готової деталі;

K_p – розрахунковий коефіцієнт.

$$M_d = \left(\pi \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 \cdot l_1 + \pi \left(\frac{d_2}{2} \right)^2 \cdot l_2 + \dots + \pi \left(\frac{d_i}{2} \right)^2 \cdot l_i \right) \cdot \rho, \text{кг} \quad (90)$$

де d_i - діаметр останні ступені, м;

l_i – довжина останньої ступені, м.

$$M_d = \left(3,14 \left(\frac{0,065}{2} \right)^2 \cdot 0,195 + \pi \left(\frac{0,064}{2} \right)^2 \cdot 3,973 + \left(\frac{0,062}{2} \right)^2 \cdot 0,25 + \left(\frac{0,060}{2} \right)^2 \cdot 0,152 + \left(\frac{0,05}{2} \right)^2 \cdot 0,097 \right) \cdot 7880 = 129 \text{кг}$$

$$M_p = 2 \cdot 1,3 = 143,6 \text{ кг}$$

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

Таблиці 12 – Характеристики валу

Параметр:	d, мм	l, мм	допуск, мкм	Шорсткість, $\sqrt{\quad}$
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

2.10 Розробка маршрутного листа виготовлення валу

У таблиці 13 приведений маршрут для виготовлення валу піногасника з раніше розрахованої заготовки

Таблиця 13 – Маршрутний лист виготовлення валу

№ операції	Найменування та зміст операції	Базові поверхні	Модель верстата	Робочий інструмент	Установочні пристосування
1	2	3	4	5	6
010	Фрезерно-центрувальна 1. Фрезерувати торці 2. Свердлими центрові отвори	Поверхні Ø65, Ø50 і торець валу	1М63	Фреза торцева Ø63,5; Т15К6 Свердла центрувальне Ø5,0 Ø6,3; Р18	Захват 7808-4013
015	Токарна с ЧПК 1. Чорнове точіння поверхонь Ø65, Ø64, Ø62, Ø60, Ø50 і торця. 2. Чистове точіння поверхонь Ø65, Ø60, Ø50 торця 10 і фасок.	Центрові отвори	1М63	Різець прохідний Т15К6 Різець канавковий Т15К6 Різець різьбонарізний	Патрон повідковий 7108-0022 ГОСТ 25-71-71; центр плаваючий 7032-0171 ГОСТ 18259-72
020	Вертикально-фрезерна ЧПК 1. Фрезерувати шпонкові паз 14N9 2. Фрезерувати шпонкові паз 16N9	Поверхні Ø60, Ø48 і торець валу	6Р13Ф3-01	Фрези кінцеві Ø16, Ø14	Призми 7033-0109 ГОСТ 12195-66; прихват 7011-0477 ГОСТ 4734-69
025	Токарна с ЧПК Нарізання різьби Ø50	Центрові отвори	1М63	Плашка М48х4.0, для лівої різьби	Патрон повідковий 7108-0022 ГОСТ 25-71-71; центр плаваючий 7032-0171 ГОСТ 18259-72

030	Слюсарна 1. Обпиляти задирки після попередніх операцій, очистити глухі отвори від стружки		Верстак слюсарний	Напилек	
035	Термічна				
040	Торцекруглошліфувальна 1. Шліфувати поверхню Ø65, Ø60, Ø50 і торець	Центрові отвори	3Т161Е	Круг шліфувальний	Патрон повідковий 7108-0022 ГОСТ 25-71-71; центр плаваючий 7032-0171 ГОСТ 18259-72

ВИСНОВОК

Наведено огляд ферментаторів, їх типів та приводів перемішувальних пристроїв.

Вивчено

Було розраховано перемішувальний пристрій для заданого ферментатора та необхідної реакції.

Був проведений конструкторський розрахунок приводу перемішувального пристрою та самого перемішувального пристрою з розробкою технологічних креслень.

Був проведений аналіз валу на міцність та вібростійкість.

Були розраховані параметри для виготовлення валу, а саме розраховано розміри та масу заготовки, був виготовлений маршрутний лист для виготовлення валу, та обрано технологічні приспособи та верстати для виготовлення необхідного валу а також розроблено креслення валу.

Список літератури

1. ГОСТ 9931-85. Корпусы цилиндрические стальных сварных сосудов и аппаратов. Типы, основные параметры и размеры.
2. Лацинский 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., Носков 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. Лацинский А.А. Конструирование сварных химических аппаратов: 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.