

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 газліфтних біореакторів**

Студента _____ ІІ _____ курсу _____ групи _____ ГМ-20-2дм

напряму підготовки: _____ 133 – Галузеве машинобудування _____

Шендеров В. М.

(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

Шендеров Владислав Максимович

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема роботи «Проектування та розрахунок газліфтних біореакторів»

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: Загальний об'єм апарату: $V_{\text{заг}}=1 \text{ м}^3$. Коефіцієнт заповнення: $K_3=0,8$, Робочий об'єм апарата: $V_p=0,8 \text{ м}^3$. Внутрішній діаметр апарата: $D_{\text{вн}}=800\text{мм}$. Внутрішній діаметр кільцевої труби $D_{\text{вн}}=500\text{мм}$. Внутрішня поверхня: $F=0,76 \text{ м}^2$. Висота еліптичної частини $h_b=200 \text{ мм}$. Висота відбортованої частини: $h_1=25\text{мм}$. Товщина стінки: $S=4 \text{ мм}$.

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. Загальне креслення ферментатора. 2. Робоче креслення піногасника.

3. Робоче креслення деталі «Вал піногасника».

6. Консультанти розділів

Розділ	Прізвище, ініціали та посада консультанта	Підпис, дата	
		завдання видав	завдання прийняв
Класифікація біореакторів.	Доц. Черніков М.Г.	18.10	
Вивчення перемішувачих пристроїв	Доц. Черніков М.Г.	28.11	
Проектування технологічного процесу виготовлення валу	Доц. Черніков М.Г.	01.12	

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	28.10.21	
3	Вибір типу і розрахунок параметрів перемішувачого пристрою	10.11.21	
4	Вибір приводу перемішувачого Пристрою	26.11.21	
5	Розрахунок валу на міцність	01.12.21	
6	Розрахунок заготовки валу	10.12.21	
7	Проектування технологічного процесу виготовлення валу	17.12.21	

Студент

.....
(підпис)

Шендеров В. М.

.....
(прізвище та ініціали)

Керівник проекту

.....
(підпис)

Черніков М. Г.

.....
(прізвище та ініціали)

РЕФЕРАТ

Магістерська дисертація складається із 90 сторінок тексту, 9 таблиць, рисунків 26.

Актуальність роботи полягає в необхідності вивчення процесів у газліфтних реакторах, дослідження фізичних властивостей піни, методів руйнування піни, оглядання пристроїв – піногасників. Вивчення процесів термічної обробки металів, для збільшення показників міцності валу.

Метою роботи є дослідження, процесу піноутворення і руйнування піни за допомогою хімічних та механічних методів, вплив піноутворення на теплопереносні процеси, огляд установок для гартування металів, а також проектування апарату і приладів на базі даних з ГОСТ та ДСТУ.

Об'єктом дослідів є газліфтні реактори, механічні піногасники, гартувальні установки, вали перемішуючих пристроїв.

Методи дослідження: У даній магістерській дисертації використані методи математичного моделювання у програмній середі MathCad, проектування у САПР КОМПАС, огляд установок, верстатів, піногасників, валів, аналіз технічної літератури з методами розрахунків і обрання потрібних верстатів та установок.

Наукова новизна:

1. Дослідження механіки руйнування піни, за допомогою механічних пристроїв та моделювання біохімічного апарату з механічним піногасником.
2. Аналіз показників міцності валу піногасника та методика гартування, для збільшення кутової швидкості обертання піногасника, що в свою чергу забезпечує більш інтенсивного протікання реакції а у апараті.

ЗМІСТ

ВСТУП	7
I ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА	8
1.1 Технологія виготовлення валу	8
1.1.1 Способи отримання заготовок валів	8
1.1.2 Обробка торців валу та центрування	9
1.1.3 Обточування валів.....	10
1.1.4 Тонке точення	14
1.1.5 Шліфування	15
1.1.6 Нарізання різьблення.....	17
1.1.7 Фрезерування шпонкових пазів та шліців.....	19
1.1.8 Термічна обробка валу.....	20
1.2 Біореактори та процеси які в них відбуваються. Загальні положення.....	21
1.3 Типи біохімічних реакторів.	22
1.4 Будова та принципи роботи біохімічних реакторів.....	29
1.4.1 Реактори з нерухомим шаром біокатализатора	29
1.4.2 Біореактори типу барботажних колон	30
1.4.3 Реактори з нерухомим шаром катализатора та зі струменевим перебігом рідини.....	32
1.5 Газліфтні реактори, як різновид біохімічних реакторів	33
1.5.1 Газліфтний реактор для вирощування дріжджової біомаси	33
1.5.2 Газліфтний реактор трубчастого типу для ферментації.....	34
1.6 Автоматичне піногасіння.....	35
1.7 Газовміст пін і межфазна поверхня	39
1.8 Реологічні властивості газорідинних систем	42
1.9 Механічні піногасники	46
1.9.1 Піногасник ударно-зсувного дії.....	47
1.9.2 Піногасник відцентрово-фільтраційного дії	60
1.10 Гідравлічний опір піногасника.....	64
1.10 Циклон газовідділювача	65
II РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА.....	69
2.1 Вхідні дані.....	69

2.2 Принцип роботи апарату	72
2.3 Масообмін у реакторі	73
2.4 Розрахунок піногасника	74
2.5 Розрахунок валу піногасника	76
2.6 Розрахунок вала на міцність	77
2.7 Виготовлення валу	80
2.8 Розробка маршрутного листа виготовлення валу	81
2.9 Технологічний процес термічної обробки валу зі сталі марки 45ХН.....	84
ВИСНОВОК.....	89
Список літератури	90

ВСТУП

Метою випускної роботи магістра є розробка та проектування газліфтного реактора трубчатого типу з піногасником, параметрів приводу піногасника та валу піногасника, та метод збільшення міцнісних показників деталі «Вал» за допомогою термічної обробки.

Проектування реактора та технологічного процесу виготовлення деталі виконується на прикладі реактора «Газліфтний трубчастий реактор» та деталі «Вал піногасника», службовим призначенням якої є передача крутного моменту від електромотору до піногасника через ремінну передачу. В роботі магістра пропонується виконати наступні етапи:

- аналіз операцій точіння та фрезування;
- огляд установок для гартування металів;
- огляд типів реаторів;
- анналіз типів піногасників та метод розрахунку;
- визначення параметрів реакції у апараті;
- розрахунок виділення піни;
- розрахунок режиму роботи піногасника;
- визначення параметрів обертання валу;
- визначення потужності яка витрачається на роздріблення піни;
- розрахунок валу та критичних характеристик;
- визначення габаритів і маси заготовки валу;
- розробка маршрутного технологічного процесу обробки деталі;
- температурна обробка валу.

Значну увагу приділено вибору піногасника і його валу, розрахунку критеріїв стійкості вала, та методика гартування валу.

1 ТЕОРЕТИЧНА ЧАСТИНА

1.1 Технологія виготовлення валу

1.1.1 Способи отримання заготовок валів

У дрібносерійному та одиничному виробництві, а також при виготовленні валів з незначними перепадами щаблів заготовки валів отримують розрізанням прутків. При збільшенні обсягу виробництва, а також при виготовленні валів зі складною конфігурацією та значними перепадами діаметрів ступенів заготівлі доцільно отримувати литтям та методами пластичної деформації (ковка, штампування, періодичне прокочення тощо).

Це дозволяє зменшити припуски на обробку, трудомісткість та вартість обробки різанням.

Вибір способу одержання заготовки проводиться на підставі техніко-економічного аналізу. Іноді застосування кованих та штампованих заготовок пояснюється підвищеними вимогами до механічних властивостей сплавів. У заготівельних цехах і відділеннях зазвичай виконують правку заготовок, обробку (обдирання) прутків по зовнішній поверхні та розрізання.

Правка усуває викривлення осі заготовки, вона проводиться на пресах або спеціальних верстатах. Для обробки зовнішньої поверхні прутків застосовують спеціальні верстати.

У ковальсько-пресових цехах застосовується різання прутків на пресах та ножицях. Ці способи є високопродуктивними, але не забезпечують високої точності. Торець заготівлі виявляється нерівним.

Дискові пилки ріжуть прутки по одному та в пакеті.

Приводні ножівки ріжуть прутки ножівним полотном, яке здійснює зворотно-поступальний рух. Ширина різку менша, ніж при використанні дискових пилок, що важливо при розрізанні дорогих матеріалів, проте, продуктивність ножівок нижча.

Стрічкові пилки мають високу продуктивність, але відрізняються порівняно високою вартістю ріжучої стрічки.

Типовий технічний процес (ТП) обробки ступінчастих валів у великосерійному або масовому виробництві. Цей ТП включає такі операції:

1. Обробка торців, центрування
2. Токарна обробка (точіння) шийок валів
3. Попереднє шліфування
4. Фрезерування шпонкових пазів
5. Фрезерування шліців
6. Обробка різьблення
7. Термообробка
8. виправлення центрових отворів
9. Чистове шліфування шийок валу
10. Шліфування шліців
11. Калібрування різьблення та зачистка задирок
12. Промивання
13. Контроль

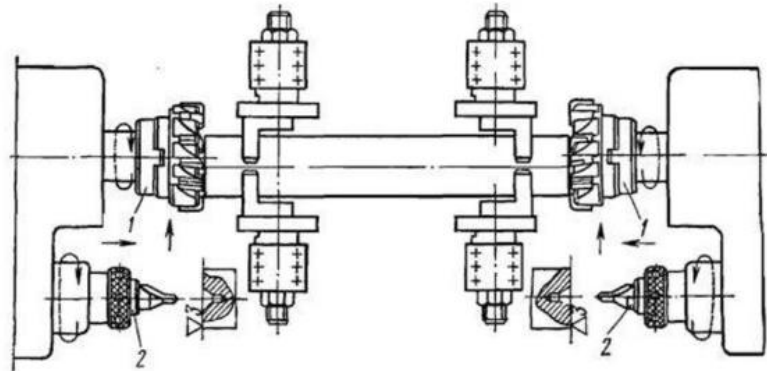
1.1.2 Обробка торців валу та центрування

У одиничному та дрібносерійному виробництвах торці обробляють на токарних та фрезерних верстатах. Центрування виконується на свердлильних, токарних, револьверних та горизонтально-розточувальних верстатах.

Центрування може здійснюватися або двома інструментами (спіральною свердлом і зенкером), або одним комбінованим центрувальним свердлом. Кут конуса свердла зазвичай дорівнює 60° , однак для важких заготовок валів його збільшують до 75° або 90° .

У ряді випадків у різучих інструментах виконують додаткову фаску з кутом 120° , яка оберігає центровий отвір від вибоїн при випадковому пошкодженні торців валу.

У серійному та масовому виробництвах застосовують фрезерно-центрувальні напівавтомати, на яких одночасно фрезеруються 2 торці, потім центруються 2 отвори. Приклад такої обробки наведений на Рис.1.1.



1-Торцевальна фреза
2-Центральне свердло

Рис.1.1 – Фрезерно-центрувальна обробка

1.1.3. Обточування валів

Токарна обробка валів зазвичай включає чернові та чистові операції. При чорновому точенні знімають більшу частину припуску, працюючи з більшою глибиною різання та великою швидкістю руху подачі.

У одиничному та дрібносерійному виробництвах обточування виконується на токарних універсальних верстатах. При обробці ступінчастих валів використовуються різні схеми різання.

При виборі схеми різання прагнуть отримати максимальну продуктивність та мінімальну собівартість операції. При цьому враховують розміри валу, спосіб проставляння та контролю розмірів, допуски та інші фактори.

Іноді при великій різниці в діаметрах ступенів прагнуть якомога довше не послаблювати вал і ступені найменшого діаметра обточувати в останню чергу.

Під час обточування довгих не жорстких валів застосовують нерухомі або рухливі люнети. Нерухомий люнет встановлюється на станині верстата. Рухливий люнет рухається на супорті та його кулачки слідує за різцем. Приклад нерухомого люнета наведений на Рис.1.2.

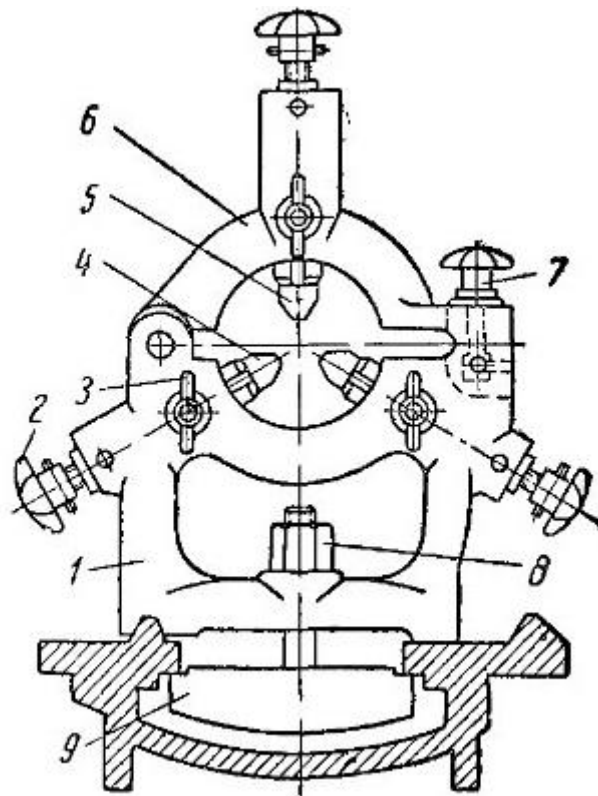


Рис. 1.2 – Нерухомий люнет

Нерухомий люнет (рис. 1.2) складається з чавунного корпусу 1, з яким за допомогою болта 7 скріплюється відкидна кришка 6, що полегшує встановлення деталі. Основа корпусу люнета має форму відповідно направляючим станини, на яких він закріплюється планкою 9 і болтом 8. У корпусі за допомогою регульовальних болтів 2 переміщуються два кулачки 4, а в кришці - один кулачок 5. Для закріплення кулачків у необхідному положенні служать гвинти. пристрій дозволяє встановлювати у люнет вали різних діаметрів.

Приклад обробки з використанням рухливого люнету наведено на рис.

1.3.

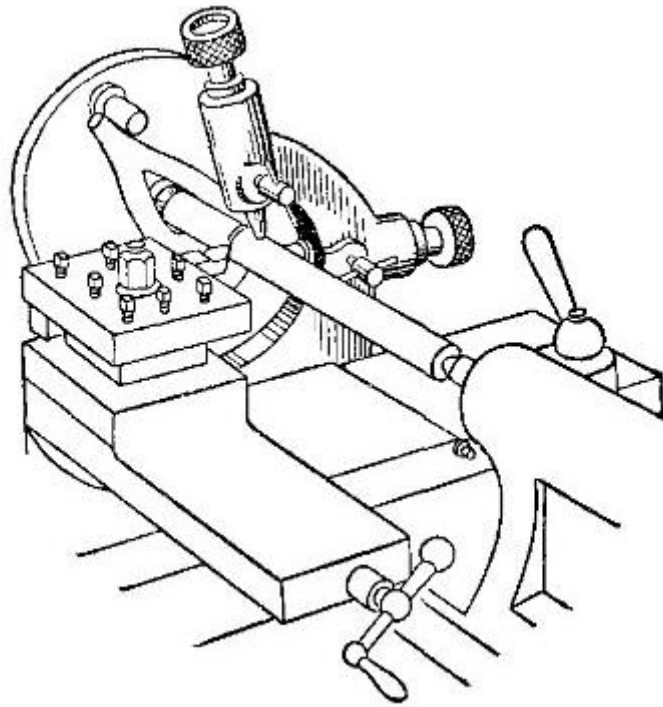


Рис.1.3 – Приклад обробки з використанням рухливого люнету

Рухливий люнет (рис. 1.3) закріплюють на каретці супорта. Разом з нею він, слідуючи за різцем, переміщається вздовж деталі, що обточується, і підтримує її в місці докладання зусилля, оберігаючи від прогинів. Рухливий люнет застосовують при чистовому обточуванні довгих деталей. Він має лише два кулачки. Їх висувають та закріплюють так само, як кулачки нерухомого люнета.

В даний час у дрібносерійному виробництві використовуються верстати з ЧПУ. Вони дозволяють автоматизувати цикл обробки, використовувати підвищені режими різання, підвищити продуктивність, застосувати багатостатне обслуговування, скоротити дефіцит висококваліфікованої робочої сили, зменшити шлюб, скоротити терміни підготовки виробництва.

У великосерійному та масовому виробництвах для обточування валів застосовують багаторізцеві та гідрокопіювальні верстати та напівавтомати.

Зазвичай вони мають 2 супорти - поздовжній і поперечний, що служать для підрізання торців, розточування канавок і фасонного точення.

Супорти можуть працювати одночасно. На багаторізцевих верстатах у разі необхідності застосовують обточування з врізанням та подальшою поздовжньою подачею. Приклад обробки на багаторізцевих верстатах наведено на рис.1.4.

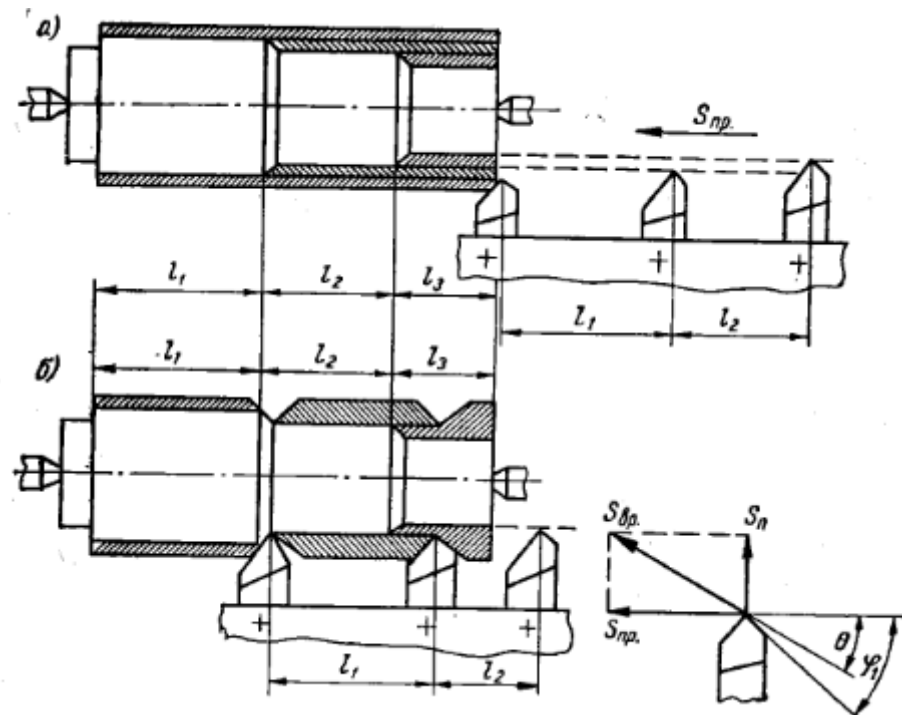


Рис.1.4 – Обробка валу на багаторізцевому верстаті

Порівняно з універсальними токарними верстатами, багаторізцеві верстати дозволяють підвищити продуктивність за рахунок скорочення довжини робочого ходу, одночасної роботою різців, а також за рахунок усунення витрат часу на зміну різців, поворот різцетримача та холості переміщення супорта.

На поздовжньому супорті гідрокопіювального верстата встановлюється один різець, який налаштовується на розмір лише по одній шийці валу. Отримання інших розмірів забезпечується копіром і системою, що стежить. Одночасно скорочується кількість вимірювань, застосовується вищий режим різання, ніж під час роботи з ручним включенням подач.

Вали обточуються за один або кілька робочих ходів, при цьому зміна копіїв проводиться автоматично за рахунок повороту барабана з копіром.

У тих випадках, коли вал може бути оброблений на гідрокопіювальному та одношпindelному багаторізцевому напівавтоматі, вибір обладнання робиться на підставі техніко-економічного аналізу.

При цьому враховуються такі міркування:

1) При багаторізцевому обточуванні з розподілом довжини обробки, довжина робочого ходу менша, ніж при копіювальної обробки.

2) Час налагодження та підналагодження гідрокопіювальних верстатів значно менше, ніж для багаторізцевих верстатів.

3) Кількість різців та режими різання на багаторізцевих верстатах часто обмежуються податливістю заготівлі та недостатньою потужністю верстата. На гідрокопіювальному верстаті можна працювати з великими швидкостями подачі головного руху різання.

4) У зв'язку з викладеним продуктивність гідрокопіювальних верстатів у багатьох випадках вища.

5) На точність багаторізцевої обробки впливають похибки відносного розташування та неоднаковий знос різців. При обробці однієї поверхні декількома різцями межі ділянок утворюються уступи. На гідрокопіювальних верстатах цих похибок немає, тому вдається отримувати більш високу точність розмірів і меншу шорсткість.

1.1.4 Тонке точення

Тонке точення частіше застосовується для обробки заготовок з кольорових металів і сплавів, рідше для заготовок зі сталі і чавуну. Пояснюється це труднощами шліфування кольорових сплавів унаслідок «засолювання» шліфувального кола.

Обробка проводиться алмазними, композитними, металокерамічними різцями та різцями, оснащеними твердими сплавами, при високих швидкостях головного руху різання, малих швидкостях руху подач та глибин різання.

Тонке точення дозволяє отримати 6 ... 7 кваліфікація точності обробки і шорсткість поверхні 0,16-0,63 мкм. Продуктивність обробки вища, ніж при шліфуванні. У великосерійному та масовому виробництвах для тонкого точення застосовують спеціальні швидкохідні верстати високої точності та вібростійкості.

1.1.5 Шліфування

Воно є основним методом чистової обробки зовнішніх циліндричних поверхонь. Перевагами шліфування є можливість виправлення похибок заготівлі після термообробки. При звичайному тонкому шліфуванні здійснюється обробка по 6-7 квалітету точності, при шорсткості поверхні 1,2...0,3 мкм.

Тонке шліфування дає 5 квалитет точності та шорсткість 0,16 ... 0,8 мкм. Воно здійснюється малозернистим колом за великої швидкості його обертання, малої швидкості обертання заготовки, малої глибини різання.

Шліфування здійснюється на кругло- та безцентрошліфувальних верстатах з поздовжньою подачею кола або за способом обертання

Шліфування за способом обертання продуктивніше, застосовується у великосерійному та масовому виробництві при обробці циліндричних і фасонних поверхонь.

Для одночасного шліфування кількох шийок використовуються спеціальні верстати, що працюють декількома колами з метою скорочення допоміжного часу при шліфуванні, застосовуються пристрої активного контролю, що дозволяють вимірювати заготівлі в процесі шліфування, а також пристрої автоматичної зупинки верстата при досягненні заданого розміру.

При безцентровому шліфуванні заготовля поміщається між двома шліфуючими колами, у тому числі один (більшого діаметра) є шліфуючим, з другого – провідним.

Для підвищення точності обробки іноді виконують наскрізне шліфування кілька робочих ходів. У великосерійному та масовому виробництвах обробка може виконуватися послідовно на кількох верстатах, з'єднаних до автолінії.

Порівняно зі шліфуванням у центрах безцентрове шліфування має такі переваги:

1 Відпадає необхідність центрування заготовки, що особливо важливо для деталей, що обробляються на револьверних верстатах та автоматах;

2 Значно зменшуються припуски на обробку, т.к., завдяки використанню як технологічну базу поверхні, що обробляється, усувається вплив на припуск похибки зацентровки;

3 Відпадає необхідність використання лунетів під час шліфування довгих і тонких валів;

4 Безцентрошліфувальні верстати порівняно легко автоматизуються та вбудовуються в автолінію;

5 Забезпечується більш висока продуктивність, ніж під час шліфування в центрах;

6 Завдяки простоті керування верстатом, висока точність досягається при середній кваліфікації шліфувальника;

7 Похибка обробки, викликана зносом кола, вдвічі менше, ніж за шліфуванні у центрах, т.к. знос кола безпосередньо відбивається на величині діаметра заготовки, а чи не на величині радіуса.

Водночас безцентрове шліфування має певні недоліки:

1 Витрати часу на налагодження та регулювання таких верстатів досить великі та окупаються при великих партіях заготовок. Тому безцентрове шліфування найчастіше застосовують у автотракторній та підшипниковій промисловості.

2 Шпонкові пази, канавки, отвори, розриви поверхні, що обробляється, перешкоджають нормальній роботі і навіть роблять її неможливою.

3 При безцентровому шліфуванні важко забезпечити круглість поверхні, що обробляється.

4 Утруднюється досягнення співвісності поверхні, що шліфується з іншими раніше обробленими поверхнями.

1.1.6 Нарізання різьблення

При нарізанні різьблення на токарних верстатах заготовці повідомляють обертання, а різцю – переміщення вздовж осі заготовки з подачею на оборот, що дорівнює кроку різьблення. Точність кроку визначається точністю кінематичного ланцюга верстата, а точність профілю різьблення – точністю заточування та встановлення різця.

При нарізанні різьблення одним різцем за кілька робочих ходів його ріжуча кромка швидко притуплюється і її форма спотворюється, тому рекомендується для нарізання різьблення з великим кроком використовувати 2 різці - чорновий і чистовий, або ж застосовувати різьбонарізні гребінки. Завдяки зменшенню кількості робочих ходів, гребінки забезпечують підвищення продуктивності обробки. Недоліком стандартних гребінок є те, що єю не можна використовувати до роботи «в упор», тобто, для нарізування різьблень, розташованих поруч із шийками більшого діаметра.

Обробка різьблення на токарних верстатах проводиться зазвичай у таких випадках:

1 При нарізанні різьблення на заготовках, попередньо обточених у тому верстаті, т.к. при цьому скорочується допоміжний час та підвищується точність відносного розташування поверхонь.

2 При виготовленні точних довгих гвинтів.

3 При нарізанні різьблення великого діаметру або нестандартного кроку та профілю, якщо придбання спеціального високопродуктивного інструменту не виправдовується через малий обсяг випуску. При нарізанні прямокутних різьблень.

Перевагою нарізування різьблення на токарному верстаті є простота інструменту та порівняно висока точність. Недоліками – низька продуктивність та залежність точності обробки від кваліфікації робітника, яка має бути досить високою.

При нарізанні різьблення на токарно-револьверних та агрегатних верстатах як інструмент можуть використовуватися плашки. Тримачі плашок дозволяють інструменту вільно переміщатися на невелику величину або, як кажуть, самовстановлюватися в поздовжньому напрямку. Це виключає зрив різьблення при розбіжності швидкості руху плашкотримача вздовж осі заготовки та швидкості накручування плашки на заготовку.

Накочування різьблення застосовується у великосерійному та масовому виробництвах. Крім високої продуктивності, метод дозволяє отримати сприятливу зміцнену поверхневу структуру металу, т.к. волокна матеріалу пластично деформуються, а чи не перерізаються.

Різьблення накочується плоскими плашками або накатними роликками.

У великосерійному та масовому виробництвах різьблення часто нарізають на спеціальних напівавтоматах, що забезпечують автоматизацію циклу багатоходової обробки. У дрібносерійному виробництві доцільно використати верстати з ЧПУ.

1.1.7 Фрезерування шпонкових пазів та шлиців

Шпонкові з'єднання досить поширені вони можуть бути з призматичними, сегментними, клиновими і іншими перетинами шпонок. На робочих кресленнях вала повинні бути проставлені розміри для вала з призматичної шпонкою і для валу з сегментної шпонкою.

Шпонкові пази діляться на наскрізні, відкриті (з виходом) і закриті. Фрезерування пазів шпон є вельми відповідальною операцією. Від точності паза залежить характер посадки на шпонку сполучених з валом деталей. До обробленим фрезеруванням шпонковим пазів висуваються жорсткі технічні вимоги. Ширина паза повинна бути виконана по 2-му чи 3-му класу точності; по глибині шпонковий паз повинен бути виконаний по 5-м класом точності; довжина паза під шпонку - по 8-м класом точності. Невиконання цих вимог при фрезеруванні пазів шпон тягне за собою трудомісткі пригоночні роботи при складанні - припилюванням шпонок або інших деталей, що сполучаються.

Крім зазначених вище вимог, щодо точності до шпонкова пазу пред'являється також вимога щодо точності його розташування і шорсткості поверхні. Бічні грані паза повинні бути розташовані симетрично відносно площини, що проходить через вісь вала; шорсткість поверхні бічних стінок повинна знаходитися в межах 5-го класу шорсткості, а іноді і вище.

Закріплення заготовок. Заготовки валів для фрезерування в них шпонкових пазів і лисок зручно закріплювати в призмах. Для коротких заготовок досить однієї призми. При більшій довжині вала заготовку встановлюють на двох призмах. Правильність розташування призми на столі верстата забезпечується шипом в основі призми, що входять в паз столу, як показано на малюнку справа. Вали закріплюють прихватами. Щоб уникнути прогину вала при закріпленні необхідно стежити, щоб прихвати спиралися на вал над призмами.

Закриті шпонкові пази, що допускають пригін, фрезерують одним з двох способів:

а) врізання вручну на певну глибину і поздовжньої механічною подачею, потім знову врізання на ту ж глибину і поздовжньою подачею, але в іншому напрямку;

б) врізання вручну на повну глибину паза і подальшої механічної поздовжньої подачею. Цей спосіб застосовують при фрезеруванні шпонковими фрезами діаметром понад 12-14 мм.

Фрезерування шліців може здійснюватися методом копіювання або обкочування. Метод копіювання передбачає обробку дисковою фрезою однієї шліцьової канавки або двох суміжних канавок одночасно набором фрез, після чого заготовку повертають на необхідний кут для обробки наступного паза.

1.1.8 Термічна обробка валу

Робочі поверхні цапф і шийок, а також шліцьові ділянки оброблених валів зазвичай піддають загартування струмами високої частоти (СВЧ), а потім шліфують на круглошліфувальних або шліцешліфувальних верстатах.

Типова установка для поверхневого гарту СВЧ валів і валів-шестерень, що застосовується при виробництві та ремонті, наведена на рис. 1.5. Вона складається з станини 5, що має верхній 6 і нижній 2 приводні центри, в які встановлюється, загартовуємий вал. Верхній центр переміщається направляючими станини за допомогою приводу 7.

Нижній центр приводиться в обертання механізмом 1. Загартовувальний індуктор 4, каретка гартувального трансформатора 10 і колектор для охолоджуючої рідини змонтовані на рухомій каретці 9, що переміщується за допомогою механізму 8. При гартуванні валу слідом за індуктором, швидко нагріваючим струмами високої частоти спреєр 3, що подає воду на нагрітий метал, внаслідок чого відбувається загартування.

З метою зменшення розбризкування води разом з кареткою піднімається телескопічний кожух 12. Живлення гартувального трансформатора СВЧ проводиться від конденсаторної батареї 13. Установкою керують з пульта 11. При загартуванні застосовують струм частотою від 2,5 до 8 кГц при машинних генераторах і від 20ц - при лампових.

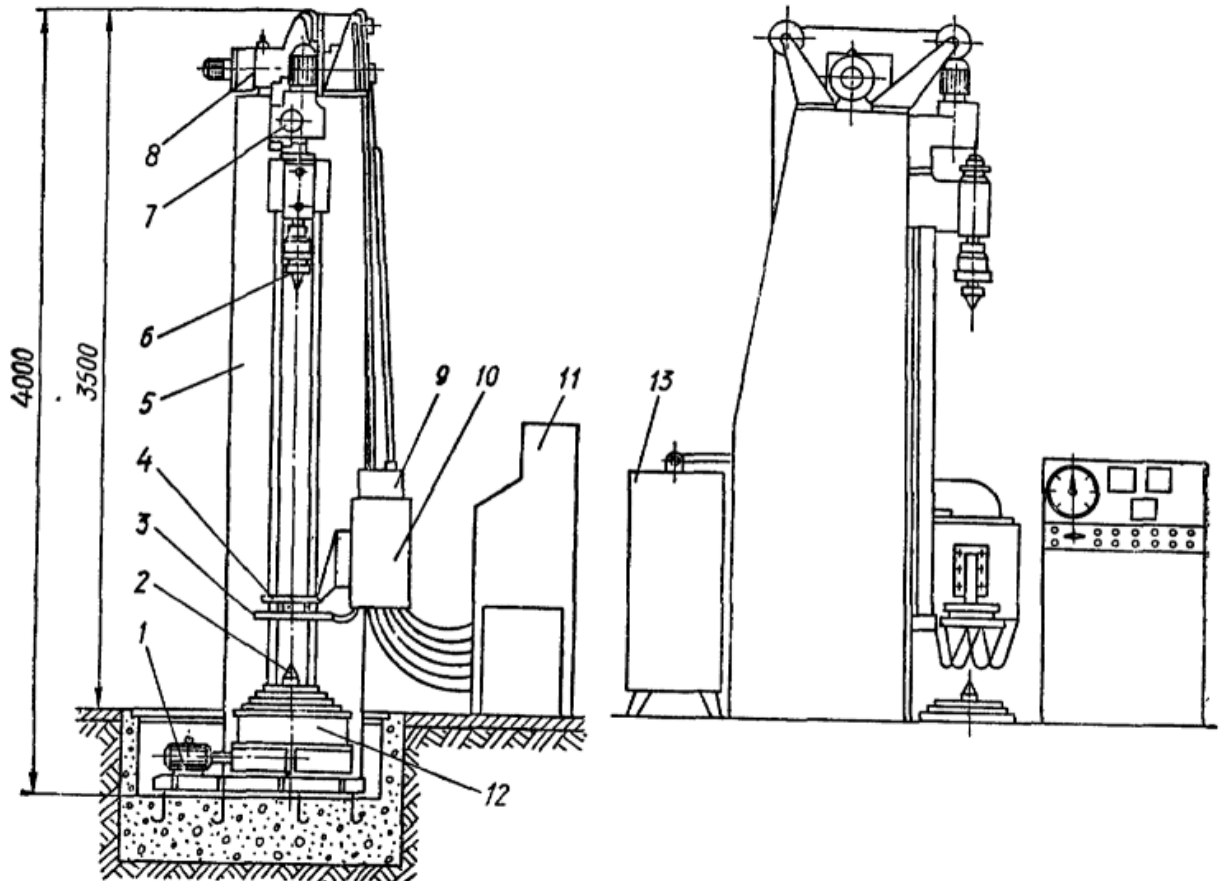


Рис. 1.5 – Верстат для гартування валів струмами високої частоти:

1 - механізм обертання; 2, 6 - нижній та верхній приводні центри; 8 - спреєр; 4 - загартований індуктор; 5 - станина; 7 - привід; 8 - механізм переміщення; 9 - каретка; 10 - трансформатор; 11 - пульт управління; 12 - телескопічний кожух; 13 – конденсаторна батарея.

1.2 Біореактори та процеси які в них відбуваються. Загальні положення

Апарати для проведення процесів культивування мікроорганізмів - біореактори - можна розглядати як технічні системи, призначені для перетворення необхідних матеріальних та енергетичних потоків у процесі зростання та розмноження клітин. Біохімічні реактори є основним

технологічним обладнанням, елементами схеми виробництва в цілому, а ефективність їх функціонування визначає в основному техніко-економічні показники біотехнологічної системи. Різноманітність форм конструктивного оформлення біореакторів визначається технологічними та мікробіологічними вимогами здійснюваного процесу ферментації.

Хімічне виробництво є ієрархічною структурою по горизонталі підготовка сировини, хімічне перетворення і виділення продуктів. Кожна зі стадій може містити довільну кількість різнорідних процесів, що відрізняються природою визначальних явищ, а саме

а) гідродинамічні процеси переміщення рідин і газів в апаратах і трубопроводах одержання та поділ неоднорідних систем - тверда речовина (суспензії), рідина -рідина (емульсії);

б) теплові процеси кипіння, випаровування та конденсацію, випарювання;

в) дифузійні процеси екстракцію, абсорбцію, адсорбцію, кристалізацію, мембранні, ректифікацію і т. д.;

г) хімічні процеси хімічні перетворення в реакторах;

д) біохімічні процеси т.д.

1.3 Типи біохімічних реакторів

За принципом організації процесу біохімічні реактори поділяються на три групи.

У реакторі періодичної дії всі окремі стадії процесу протікають послідовно, у різний час. Характер зміни концентрацій реагуючих речовин однаковий у всіх точках реакційного обсягу, але різний за часом однієї і тієї ж точки обсягу. У такому апараті тривалість реакції можна виміряти безпосередньо, так як час реакції і час перебування реагентів в реакційному обсязі однакові.

Параметри технологічного процесу в реакторі, що періодично діє, змінюються в часі. Реактори періодичної дії мало продуктивні та погано піддаються автоматичному контролю та регулюванню.

У реакторі безперервної дії всі окремі стадії процесу біохімічного перетворення речовини (подача реагуючих речовин, біохімічні реакції, виведення кінцевого продукту) здійснюються паралельно одночасно. Характер зміни концентрацій реагуючих речовин у реакційному обсязі різний у кожний момент часу в різних точках об'єму апарату, але постійний у часі однієї і тієї ж точки обсягу.

У таких апарат технологічні параметри процесу постійні в часі. Однак тривалість реакції в реакторах безперервної дії не можна виміряти безпосередньо.

В апаратах безперервної дії час реакції не може співпадати з часом перебування реагентів, оскільки кожна елементарна частка речовини знаходиться в реакційному обсязі різний час, і, отже, загальний час перебування залежить від характеру розподілу часу перебування окремих частинок.

У загальному випадку час реакції залежить від інтенсивності перемішування, структури потоків в апараті і для кожного гідродинамічного типу реактора воно індивідуальне.

Безперервно діючі реактори високопродуктивні, легко піддаються механізації при обслуговуванні та автоматичному контролю та регулюванні при керуванні, у тому числі із застосуванням швидкодіючих електронно-обчислювальних машин.

Реактор напівбезперервної (напівперіодичної) дії працює в невстановлених умовах, оскільки один з реагентів надходить безперервно, а інший – періодично. Можливі варіанти, коли реагенти надходять у реактор періодично, а продукти реакції вивантажуються безперервно. Такий реактор можна розглядати як безперервнодіючий апарат, в якому потоки вхідного і

виходить з реактора речовин не рівні, і, крім того, як періодично діючий апарат, в якому введення однієї з реагуючих речовин або виведення продукту реакції здійснюється періодично.

Реактори напівперіодичної дії використовуються тоді, коли зміна швидкості подачі реагентів дозволяє регулювати швидкість процесу.

У таблиці 1.1 зіставлені фактори, що визначають періодичність і безперервність процесу в реакторі.

Таблиця 1.1 – Фактори що визначають тип процесу в реакторі

Фактори	Тип процесу	
	Періодичний	Безперервний
Період процесу $\Delta\tau$ - час між проведенням окремих стадій процесу (наприклад, між двома суміжними розвантаженнями продукту).	$\Delta\tau > 0$	$\Delta\tau \rightarrow 0$
Ступінь безперервності процесу $\tau/\Delta\tau$ (де τ - час, необхідний проведення всіх стадій процесу).	$\Delta\tau > 1$	$\tau/\Delta\tau \rightarrow 0$
Послідовність окремих стадій процесу.	Послідовно	Паралельно
Місце проведення окремих стадій процесу.	В одному апараті	У кількох апаратах або різних частинах одного апарату
Характер зміни концентрацій реагуючих речовин у реакційному обсязі	Одинаковий у всіх точках об'єму реактора, але різний у часі для однієї і тієї ж точки об'єму	Різний у кожний момент часу

По гідродинамічному режиму (структурі потоків) реактори поділяються на три групи.

Реактори ідеального (повного) перемішування

Апарати, у яких потоки реагентів миттєво та рівномірно перемішуються у всьому реакційному обсязі. Це означає, що склад та температуру реакційної суміші в такому апараті можна вважати однаковими у всьому його обсязі. До

такого типу реакторів можуть бути віднесені апарати малого об'єму з механічним перемішуванням рідини, частотою обертання мішалки не менше 4 c^{-1} та часом гомогенізації не більше 8 хвилин.

Реактори ідеального (повного) витіснення

Апарати, у яких рух реагентів носить поршневий характер, тобто кожен попередній обсяг, що проходить через апарат, не поєднується з наступним, оскільки витісняється ним. У такому апараті існує певний розподіл швидкостей потоку його перерізу. В результаті склад, а також температура реакційної суміші в центрі апарату та біля його стінок різні; та температур на вході та виході з апарату. До таких апаратів відносяться трубчасті реактори при співвідношенні їх висоти до діаметра, що дорівнює не менше 20 ($H/D \geq 20$). Однак у великих реакційних обсягах, як правило, режим повного (ідеального) витіснення порушується за рахунок ефекту зворотного перемішування.

Реактори із проміжним гідродинамічним режимом.

Цей тип апаратів дуже поширений практично. Найчастіше відхилення від ідеального режиму перемішування в реакційному обсязі спостерігається, наприклад, в апаратах великого об'єму при недостатній частоті обертання мішалки, наявності теплообмінних пристроїв всередині апарату, великої швидкості подачі реагентів безперервного апарату дії і т.д. У цих випадках виникають застійні зони (об'єми з малим перемішуванням або взагалі без перемішування), байпасні потоки в апараті, а також проскок потоку без змішування через апарат.

В апаратах ідеального витіснення регулярний гідродинамічний режим може бути порушений в результаті поперечного і особливо поздовжнього перемішування потоку, що призводить до часткового вирівнювання

концентрацій та температур перетину і довжини реактора. Пояснюється це тим, що поздовжнє (зворотнє) перемішування прискорює переміщення одних елементів об'єму, а інших – уповільнює, унаслідок чого час перебування в реакторі стає різним.

Одним з технічних прийомів зменшення ефекту поздовжнього перемішування є секціонування реакційного об'єму, внаслідок чого перемішування набуває локального характеру і за довжиною апарату зберігається гідродинамічний режим, близький до режиму повного витіснення. До апаратів із проміжним гідродинамічним режимом відносяться більшість ферментерів колонного типу.

Реактор, як апарат, у якому протікає основний процес біотехнології – утворення нового продукту внаслідок складної взаємодії вихідних речовин, має працювати ефективно, тобто забезпечувати потрібну глибину та вибірковість біохімічного перетворення.

Отже, біохімічний реактор повинен задовольняти ряду різних вимог: мати необхідний реакційний обсяг, забезпечувати певний гідродинамічний режим руху реагентів, створювати необхідну поверхню контакту взаємодіючих фаз, підтримувати необхідний теплообмін у процесі, режим аерації тощо.

У промислових умовах найважливіше значення набуває не тільки швидкість біохімічного перетворення речовини, а й продуктивність апаратури, тому вибір типу і конструкції обладнання є одним з головних і відповідальних етапів реалізації хіміко-технологічного процесу.

За конструкцією біохімічні реактори класифікуються таким чином:

- реактори ємнісного типу (типу реакційної камери);
- реактори типу колони;
- реактори трубчастого типу;

- реактори плівкового типу;
- реактори мембранного типу;
- реактори з псевдозрідженим шаром.

Конструктивний тип реактора залежить від умов проведення процесу і властивостей речовин, що беруть участь у ньому.

До найважливіших з факторів, що визначає будову реактора, відносяться: агрегатне стан вихідних речовин і продуктів реакції, а також їх біохімічні та мікробіологічні властивості; температура та тиск, при яких протікає процес; тепловий ефект процесу та швидкість теплообміну; інтенсивність перенесення маси (масообмін), перемішування реагентів; безперервність чи періодичність процесу; зручність монтажу та ремонту апаратури, простота його виготовлення; доступність конструкційного матеріалу тощо.

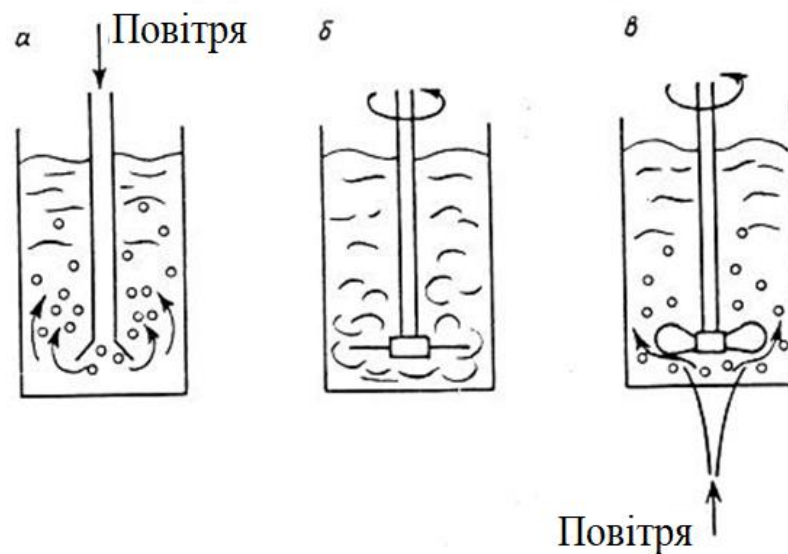
З усіх перелічених вище факторів агрегатний стан речовини найбільше впливає на принцип організації руху взаємодіючих фаз і визначає конструктивний тип реакційного пристрою. Крім того, від цього фактора залежить вибір деяких основних і допоміжних деталей апарату, таких як, наприклад, пристрій, що перемішує, поверхню теплообміну та ін.

З погляду визначення технологічних можливостей біохімічних реакторів доцільно систематизувати з урахуванням основних гідродинамічних та масообмінних показників. Ці показники значною мірою залежатимуть від кількості та способу підведення енергії на перемішування та аерацію в реакторах. Відповідно до цього всі біохімічні реактори (ферментери) можуть бути віднесені до трьох груп.

Реактори із підведенням енергії через газову фазу (рис. 1.6 а). Ця група апаратів відрізняється простотою конструкції та надійністю експлуатації, тому що відсутні рушійні деталі та вузли. До таких апаратів належать, наприклад, барботажні ерліфтерні ферментери.

Реактори із підведенням енергії через рідку фазу (рис. 1.6 б). Характерною конструктивною ознакою таких апаратів є наявність самовисмоктуючого елемента або насоса. До цієї групи апаратів можна віднести, наприклад, ферментери з самовисмоктуючими перемішувачами пристроями, з ежекційною системою перемішування та аерації, із зовнішнім циркуляційним контуром.

Реактори з комбінованим підведенням енергії (рис. 1.6 в). Основний конструктивний елемент таких апаратів – пристрій, що перемішує, що забезпечує високоефективне диспергування і гомогенізацію. До цієї групи відносяться високоінтенсивні апарати з механічним перемішуванням та одночасно барботажем стисненим повітрям.



- а) із газовою фазою;
- б) із рідкою фазою;
- в) комбінований метод.

Рис.1.6 – Основні способи підведення енергії в біохімічний реактор

Біохімічний реактор має ряд пристроїв і навіть цілих вузлів, за допомогою яких до нього приєднуються основне та допоміжне обладнання, а також арматура та контрольно-вимірювальні прилади.

1.4 Будова та принципи роботи біохімічних реакторів

1.4.1 Реактори з нерухомим шаром біокаталізатора

Колони з насадкою іммобілізованого каталізатора в даний час використовуються в кількох промислових процесах, і є всі підстави вважати, що найближчим часом їх застосування значно розшириться. У таких реакторах, які називають реакторами з нерухомим шаром каталізатора, за допомогою іммобілізованих ферментів здійснюють ізомеризацію глюкози, частковий селективний гідроліз пеніциліну, селективне розщеплення суміші похідних рацемічних амінокислот. У реакторах із нерухомим шаром вивчалися також процеси за участю іммобілізованих клітин.

У найпростішому і часто досить успішному математичному описі роботи реактора з нерухомим шаром каталізатора в основу покладена модель реактора повного витіснення, модифікована з метою врахування впливу каталітичної насадки на структуру течій і кінетику реакцій. Поверхневу швидкість потоку через реактив визначають як об'ємну швидкість потоку вихідних речовин, віднесеного до площі поперечного перерізу порожнин, яке є добутком загальної площі поперечного перерізу колони на частку порожнеч ϵ .

Для простої реакції $S \rightarrow T$, що протікає з власною швидкістю $v = v(s, p)$, швидкість утворення продукту в одиниці об'єму гранули іммобілізованого каталізатора в певній точці реактора дорівнює:

$$v_{\text{обц}} = \eta(s_s, p_s)v(s_s, p_s) \quad (1.1)$$

Тут s_s і p_s – концентрації субстрату та продукту відповідно на зовнішній поверхні частинки каталізатора у цій точці обсягу реактора. Як зазначено в рівнянні (1.1), у загальному випадку коефіцієнт ефективності η , що визначає швидкість дифузії в частинку каталізатора, швидкість реакції v залежать як від s_s , так і від p_s . Математичний баланс по субстрату у сферичній частинці каталізатора радіусом R у стаціонарному стані виражатиметься рівнянням:

$$4\pi R^2 k_s (s - s_s) = 4/3\pi R^3 \eta(s_s, p_s) \nu(s_s, p_s) \quad (1.2)$$

або: Швидкість дифузії субстрату з рідкої фази = швидкість трансформації субстрату всередині частки в результаті реакції.

Перетворення та підстановка величин рівнянь (1.1) та (1.2) дає вираз, що дозволяє визначити загальну швидкість утилізації субстрату, віднесена до одиниці об'єму частинок каталізатора, якщо відома концентрація субстрату в рідкій фазі.

Течія навколо частинки, що становлять шар насадки, і особливо змішування рідкої фази в порожнечах між частинками, створюють зворотній зсув, який може викликати відхилення від режиму повного витіснення.

У такому разі можна застосовувати дисперсійну модель чи модель з урахуванням каскаду реакторів.

1.4.2 Біореактори типу барботажних колон

Біореактори типу барботажних колон - реактори з великим відношенням висоти до діаметра, перемішування в них здійснюється за рахунок висхідного потоку газу, що подається в реактор під тиском. У деяких випадках застосовують тільки одну колону, яку іноді забезпечують внутрішніми тарілками або навіть пристроями, що перемішують, на окремих або всіх щаблях.

Колони реактори можуть функціонувати як у періодичному, так і в безперервному режимах. В останньому випадку можливі два варіанти, у першому з яких напрямок потоків рідкої фази і газу паралельні (тобто збігаються), а в другому варіанті використовується принцип протитечії. В ерліфтних реакторах за допомогою зовнішнього пристрою здійснюється циркуляція рідкої фази.

Рециркуляційні пристрої забезпечують вискоелективний теплообмін, необхідний великомасштабних мікробіологічних процесах за участю парафінових або метанольних субстратів. Рециркуляційний пристрій, крім

того, сприяє формуванню стійкої структури течії та певних характеристик перемішування в реакторі.

За достатньої щільності культури швидко зростаючих аеробних організмів загальна швидкість клітинного зростання зазвичай лімітується швидкістю перенесення кисню з газових бульбашок у рідку фазу. Аналіз перенесення кисню, що лімітує швидкість всього процесу, вимагає відомостей про параметри перемішування газової та рідкої фаз у вежі.

Рідка та газова фази в барботажній колоні повністю перемішуються, якщо швидкість газового потоку набагато вища за швидкість перебігу рідкої фази і якщо висота вежі близька до її діаметру.

В інтегральній формі рівняння (1.2) справедливе за практично постійної величини питомої площі міжфазової поверхні по всій висоті колони. Ця вимога виконується лише за збереження бульбашкової структури газового потоку.

Експерименти із системою повітря-вода показали, що якщо об'ємна частка газу ε перевищує критичну величину ε_{\max} , рівну приблизно 0,3, то газові бульбашки, що піднімаються через шар рідини, коалескують аж до утворення повітряних пробок. У будь-якій точці вежі

$$F_G = u_G \varepsilon \pi t^2 / 4 \quad (1.3)$$

Тут F_G та u_G – об'ємна та лінійна швидкості потоку газу відповідно. Досить обґрунтовано можна прийняти, що $u_G = u_t$ питомої газової бульбашки в неперемішується рідини і що F_G приблизно дорівнює швидкості газу F_{Gf} , що надходить в реактор. Наступне припущення ґрунтується на тому факті, що кисень, що поглинається з бульбашок, щонайменше частково заміщається на вуглекислий газ.

Досить малий розмір бульбашок по всій висоті колони забезпечують ситчасті тарілки та/або перемішують або інші внутрішні пристрої, що

руйнують всі повітряні пробки і таким чином сприяють збереженню високої величини площі контакту між газовою та рідкою фазами.

1.4.3 Реактори з нерухомим шаром каталізатора та зі струменевим перебігом рідини

Вміст реакторів з нерухомим шаром каталізатора і струменевим перебігом рідини являє собою трифазну систему, що складається з нерухомого шару нерозчинного каталізатора, а також рухомий газової та рідкої фаз. Газова і рідка фази, що надходить в реактор, містять по одному або кілька реагентів, тому швидкість біохімічної реакції заздрості залежить від характеристик контакту між рідиною, в яку переноситься обмежено розчинний реагент з газової фази, і поверхнею каталізатора.

На роботу таких реакторів істотно впливає фізичний стан газорідного потоку, що проходить через нерухомий шар каталізатора, і пов'язані з цим процеси масопереносу.

До важливих характеристик таких реакторів і що містяться в них систем відносяться площа поверхні каталізатора, ефективність змочування каталізатора рухомою рідкою фазою, структура течій газорідної суміші, масопереносу обмежено розчинних реагентів з газової в рідку фазу, масопереносу реагентів до поверхні каталізатора, а у випадку пористого каталізатора - дифузія реагентів до каталітичних центрів, що знаходяться всередині частинок каталізатора.

Однією з перших областей застосування біореакторів з насадкою та струменевим перебігом рідини, що зберігає своє значення і в даний час, є обробка стічних вод за допомогою біологічних краплинних фільтрів. Розподільний пристрій, що обертається, розбризкує потік рідких відходів по кільцевому шару гравію, на якому знаходиться плівка мікроорганізмів. Рідина стікає через нерухомий шар у майже ламінарному режимі, а повітря піднімається через шар каталізатора завдяки природній конвекції за рахунок

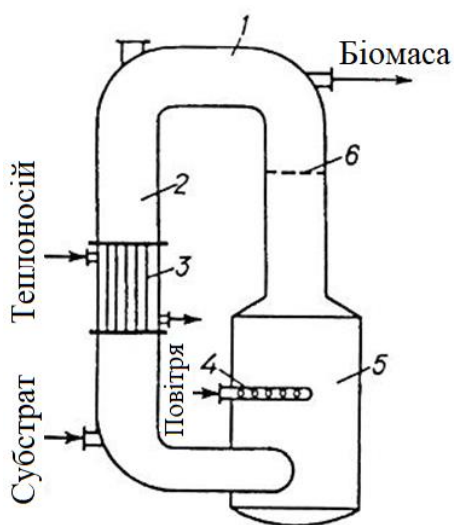
теплоти, що виділяється в мікробіологічному процесі. Аналогічний принцип лежить в основі традиційного способу виробництва винного оцту (біологічне окислення етанолу до оцтової кислоти), де застосовуються прямокутні колони з насадкою з деревної тріски. Для ламінарного перебігу рідкої фази та спрощеної геометрії шару, наприклад для плоского шару, можна створити детальну математичну модель, що описує характеристики потоків та процесів перенесення, і вирішити відповідні рівняння.

Так, у процесах біологічної обробки відходів на краплинних фільтрах аерація здійснюється за рахунок природної конвекції, обумовленої невеликою екзотермічністю реакцій, що відбуваються.

Конструкційно реактори з нерухомим шаром каталізатора і струменевим перебігом рідини нагадують реактори, що розглядалися раніше. При математичному моделюванні систему зазвичай умовно розглядають як тверду фазу, що знаходиться в контакті з рідкою плівкою, яка в свою чергу контактує з газовою фазою.

1.5 Газліфтні реактори, як різновид біохімічних реакторів

1.5.1 Газліфтний реактор для вирощування дріжджової біомаси



- 1 – сепараційна зона
- 2 – циркуляційна частина (труба)
- 3 – теплообмінник
- 4 – барботер
- 5 – реакційна камера
- 6 – додатковий розподільник повітря

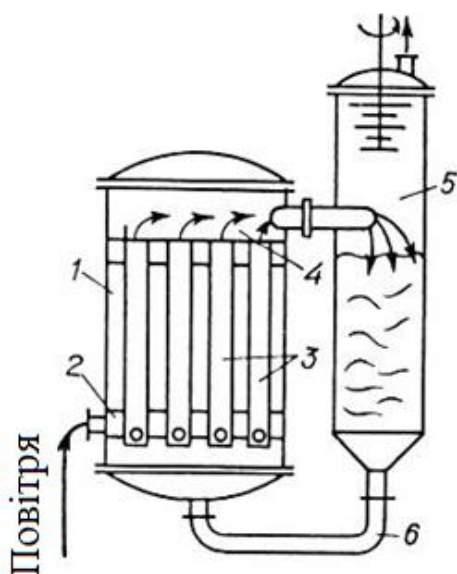
Рис.1.7 – Газліфтний реактор для вирощування дріжджів

Такий реактор складається з двох частин: основної – реакційної та допоміжної – циркуляційної. Реакційна частина є колоною з різною по висоті площею перерізу, що має пристрої для створення місцевого перемішування і попередження коалесценції газових бульбашок.

У нижній частині для диспергування газу встановлено барботер. Аерована рідина піднімається у верх реакційної колони і потім частково піддається дегазації в її горизонтальній секції, з якої відбувається відведення викидного газу та дріжджової суспензії. Дегазована рідина опускається в низ циркуляційної частини, має форму колони (або труби), розташованої окремо від реакційної частини або всередині неї. Вона проходить через теплообмінник і разом із субстратом прямує в нижню розширювальну частину реакційної колони.

Таким чином, у реакторі за рахунок різниці густин аерованої та дегазованої рідин забезпечується безперервна циркуляція робочого середовища, а за рахунок гідростатичного тиску – висока концентрація розчиненого кисню в рідині в нижній частині колони.

1.5.2 Газліфтний реактор трубчастого типу для ферментації



- 1 – реакційна камера
- 2 – аераційна камера
- 3 – труби-барботери
- 4 – камера контакту
- 5 – сепаратор з механічним піногасником
- 6 – циркуляційна труба

Рис.1.8 – Газліфтний реактор трубчастого типу для ферментації

Використовується для процесів ферментації, зокрема, в гідролізно-дрожжевих виробництвах. Головним конструктивним елементом є реакційна камера на основі кожухотрубчастого апарату. На відміну від стандартного теплообмінника такого типу у реакційній камері створюється особливий гідродинамічний режим руху газорідного потоку трубами.

1.6 Автоматичне піногасіння.

Більшість перемішуються і аеріруємих культур під час росту утворює досить багато піни. Якщо не перешкоджати цьому, піна змочує повітряні фільтри, що призводить до забруднення культури, а також до виходу піни назовні. Піногасіння здійснюють за допомогою механічного піногасителя, або шляхом додавання до середовища хімічних пеногасителів. В якості останніх найчастіше використовують різні рослинні олії (соняшникова, слівкове, кукурудзяна, бавовниковий) або силікони.

Піногасники додають безпосередньо в середу перед її стерилізацією або в ферментер (через шланг в його кришці). Є системи, що забезпечують автоматичний контроль подачі піногасники.

Газорідна система може існувати в двох фізичних станах: крапельна зваж і піна.

Виходять піни різними способами: введенням газу в шар рідини через газорозподільні пристрої (барботери); диспергуванням газу в рідині механічними пристроями, що перемішують; засмоктуванням газу струменем рідини в спеціальних пристроях (ежекторах) з подальшим падінням її на вільну поверхню розділу фаз; за рахунок виділення з рідини газоподібних речовин хімічної реакції або продуктів метаболізму; дроселюванням рідини, в якій попередньо при підвищеному тиску був розчинений газ; електролізом води з виділенням бульбашок кисню і водню.

У біотехнології найбільшого поширення набули перші три способи, що зустрічаються в ферментаційної і флотаційного апаратурі. Останні два

способи знайшли застосування поки тільки при флотационном концентруванні біомаси.

При аналізі роботи біотехнологічної апаратури зазвичай розрізняють два фізичних стану піни: динамічна (нестійка) піна і структурно стійка піна.

Динамічна піна утворюється при введенні газу в рідину, що не містить поверхнево-активних речовин (ПАР). Така піна при припиненні подачі газу руйнується за дуже короткий період часу, який обчислюється частками секунди. Її обсяг залежить від витрати газу, що подається і при заданій витраті не змінюється в часі. Об'ємна частка газу в такій піні (газовміст) не перевищує 0,5.

При утворенні динамічної піни в результаті барботажа розрізняють три режими і відповідні їм структури газорідинної суміші.

Бульбашковий режим, коли в рідині спливають окремі бульбашки, діаметр яких $d_{\text{п}}$ визначається діаметром отворів d_o барботера, властивостями рідини і не залежить від тиску (при зміні його до 10^6 Па).

Розмір одиночних газових бульбашок, що відриваються від отвори діаметром $d_o = 1 \div 5$ мм, можна визначити за формулою

$$d_{\text{п}} = 1,5 \sqrt[3]{d_o \sigma / (\Delta \rho g)} \quad (1.4)$$

где $\Delta \rho = \rho_{\text{ж}} - \rho_{\text{г}}$.

При ламінарному режимі руху одиночного міхура, коли $Re_{\text{п}} = u_{\text{п}} d_{\text{п}} \rho_{\text{ж}} / \mu_{\text{ж}} < 2$, швидкість його спливання може бути розрахована за спрощеною формулою Адамара-Рибчинського

$$u_{\text{п}} = d_{\text{п}}^2 \Delta \rho / 12 \mu_{\text{ж}} \quad (1.5)$$

З цих даних випливає, що в воді, наприклад, будуть спливати при ламінарному обтіканні повітряні пухирці, що мають діаметр $d_{\text{п}} < 0,13$ мм. Такі бульбашки можуть відриватися від отворів дуже малих розмірів.

Промислові барботери мають діаметр отворів $d_o > 1$ мм, тому в більшості випадків рух вільно спливаючого одиночного міхура турбулентному, і осредненна швидкість його підйому розраховується за формулою:

$$u_{\pi} = [2\sigma/(d_{\pi}\Delta\rho) + d_{\pi}g/2]^{0,2} \quad (1.6)$$

При масовому барботаже в бульбашкової режимі утворюється полідисперсна система бульбашок. В цьому випадку, оскільки важко вибрати характерний розмір міхура, для розрахунку u_{π} , більшість дослідників рекомендують користуватися формулою

$$u_{\pi} = 1,5 (\sigma g \Delta\rho / \rho_{\text{ж}}^2)^{0,25} \quad (1.7)$$

Режим динамічної яєчної піни настає тоді, коли швидкість газу в отворах барботера перевищує швидкість вільного спливання міхура. В цьому випадку струмінь газу, що виходить з отвору, розпадається на деякій відстані від нього на бульбашки різних розмірів. Новоутворена піна має пористу структуру, і висота її шару зростає зі збільшенням витрати газу. Верхня межа існування режиму динамічної яєчної піни визначається умовою

$$K_6 = w_{\Gamma} / (v_{\text{ж}} g)^{1/3} \leq 18 \quad (1.8)$$

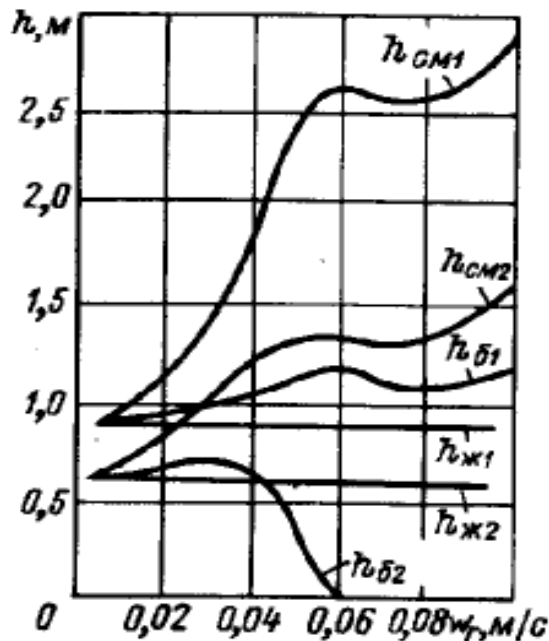
де w_{Γ} – наведена швидкість газу (витрата газу віднесений до вільного перетину апарату). Для водного середовища це відповідає $w_{\Gamma} \leq 0,4$ м/с.

Режим динамічної неячеїстої піни настає при $K_6 > 18$. При цьому утворюється рухлива газорідинна суміш, що складається з різномісрних газових бульбашок невизначеної форми, що несуть в собі краплі рідини. Якщо апарат (труба) має невеликий діаметр, то газ піднімається вгору у вигляді подовжених великих бульбашок (снарядів), розділених прошарками рідини з дрібними бульбашками. У цьому випадку говорять про снарядному або пробковій режимі барботажа.

У трубах невеликого діаметра при високих швидкостях газу може існувати плівковій режим, коли газ піднімається вгору у вигляді суцільного

струменя, а захоплюємося їм основна маса рідини у вигляді плівки розподілена по периметру труби. Частина рідини у вигляді крапель знаходиться в газовому струмені.

Структурно-стійка піна являє собою дисперсну систему, що складається з бульбашок газу, розділених плівками рідини, насиченими поверхнево-активною речовиною. Молекули ПАР адсорбуються на поверхні розділу рідини з повітрям таким чином, що гідрофільна їх частина знаходиться в водному середовищі, а гідрофобна спрямована в бік повітря. Утворився поверхневому (адсорбційному) шарі концентрація ПАР може в $10^4 \div 10^5$ раз перевищувати його концентрацію в об'ємній частині рідини. Наявністю адсорбційних шарів і пояснюється стійкість структурних пен, які можуть існувати дуже тривалий час.



$h_{см}$ – загальна висота суміші; $h_{б}$ – висота барботажного шару (нестійкою піни); $h_{ж}$ – висота вихідної рідини. $h_{ж1} = 0,90 \text{ м}$, $h_{ж2} = 0,63 \text{ м}$

Рис. 1.9. Залежність висот шарів газорідинної суміші від швидкості газу

Оскільки будь-яка піна має великий вільної поверхневою енергією, вона схильна до мимовільного руйнування, чому сприяє стогін рідини з прошарків між бульбашками під дією сил тяжіння і капілярного всмоктування. Тому для

створення піни і збереження в ній заданої дисперсності газової фази необхідний безперервний підведення енергії за рахунок подачі газу (в барботажних пристроях) або механічного перемішування газорідинної суміші.

При продуванні газу через рідину, що містить ПАР, утворюються два шари суміші: нижній - барботажний зі структурою, властивої динамічної піни, і верхній, який представляє собою стійку піну. Зміна висот обох шарів зі збільшенням швидкості газу показано на рис. 1.9. Тут представлені досвідчені дані, отримані при продуванні повітря через гідролізат дріжджового виробництва в колоні діаметром 100 мм і висотою 3 м. Рідина містила редуруючих речовин (РВ) – 0,65%, зважених речовин – 0,6 г/л, $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ – 3,22 %, P_2O_5 – 0,92 % при рН 4,1 і температурі 36°C. Характерною особливістю утворення піни з рідини, що містить ПАР, є звуження області існування динамічної піни (в барботажному шарі). На рис. 1.9 це відображено максимумами кривих $h_{\text{см}_1}$ і $h_{\text{б}_1}$ при $w_{\text{г}} = 0,06$ м/с.

З аналізу рис. 1.9 випливає, що висота стійкої піни $h_{\text{п}} = h_{\text{cv}} - h_{\text{б}}$ не залежить від висоти стовпа вихідної рідини, а визначається швидкістю газу і властивостями рідини:

$$h_{\text{п}} = K_{\text{п}} w_{\text{г}}^2 \quad (1.9)$$

де $K_{\text{п}}$ – коефіцієнт піноутворення.

величина коефіцієнта $K_{\text{п}}$ може змінюватися в широких межах. Наприклад, для гідролізату дріжджового виробництва $K_{\text{п}} = 420$, а для суспензії кормових дріжджів з вмістом біомаси 3 г / л (в перерахунку на пресовані) $K_{\text{п}} = 5400$.

1.7 Газовміст пін і межфазна поверхня.

Однією з основних гідродинамічних характеристик піни є її газовміст $\varphi_{\text{г}}$. При сталості обсяг-ного витрати барботують газу осередненное по досить представницькому обсягом піни $V_{\text{п}}$ ($V_{\text{п}} \ll d_{\text{п}}^3$) газовміст

$$\varphi_{\Gamma} = V_{\Gamma}/V_{\Pi} \quad (1.10)$$

де V_{Γ} – обсяг газу, укладеного в обсязі піни V_{Π} .

При барботаже через рідину газовміст можна виразити через швидкості газу: w_{Γ} – наведену до вільного перетину апарату і u_{Γ} – справжню, як

$$\varphi_{\Gamma} = w_{\Gamma}/u_{\Gamma} \quad (1.11)$$

Газовміст φ_{Γ} динамічних пористих пін зазвичай не перевищує 0,5, газовміст рідинних пін може досягати значень, близьких до одиниці. Для характеристики таких пін часто використовують поняття «кратність піни», яка визначається за формулою

$$K_p = V_{\Pi}/V_{\text{ж}} \quad (1.12)$$

де $V_{\text{ж}}$ – обсяг рідини, з якого утворений обсяг піни V_{Π} .

Газовміст стійкої піни φ_{Π} пов'язане з її кратністю співвідношенням

$$\varphi_{\Pi} = (K_p - 1)/K_p \quad (1.13)$$

Осредненная величина газовмісту визначає обсяг рідини в піні

$$V_{\text{ж}} = V_{\Pi} (1 - \varphi_{\Pi}) \quad (1.14)$$

висоту шару піни

$$h_{\Pi} = h_{\text{ж}}/(1 - \varphi_{\Pi}) \quad (1.15)$$

щільність піни

$$\rho_{\Pi} = \rho_{\text{ж}}/(1 - \varphi_{\Pi}) + \rho_{\Gamma}\varphi_{\Pi} \quad (1.16)$$

Процес диспергування газу в рідині супроводжується збільшенням вільної енергії A системи відповідно до рівняння

$$\Delta A_F = \int_{F_H}^{F_K} \sigma dF$$

де σ – поверхневий натяг рідини; F – утворюється площа поверхні контакту фаз. Звідси випливає, що швидкість розвитку поверхні

$$dF = d\tau = N_F/\sigma$$

де N_F – потужність, що витрачається на розвиток міжфазної поверхні.

При аналізі роботи ферментаційної апаратури, незалежно від умов введення газу в рідину, зазвичай приймають величину початкової міжфазної поверхні $F_n = 0$. Тоді з попереднього рівняння отримаємо для утворилася кінцевої міжфазної поверхні $F_k = F$ вираз

$$F = N_F\tau/\sigma$$

де τ – час розвитку поверхні до величини F .

Ця залежність дає досить чітке уявлення про енергетичну оцінку механізму утворення міжфазної поверхні, але для розрахунку величини F вона може бути використана тільки в ідеалізованих випадках, коли в шарі нерухомої рідини спливають окремі бульбашки кулястої форми.

У реальних апаратах вводиться газом або пристроєм, що перемішує потужність N витрачається на підвищення внутрішньої енергії системи, що супроводжується підвищенням її температури, і на розвиток міжфазної поверхні, тобто

$$N = N_E + N_F = V\varepsilon + N_F \quad (1.17)$$

де ε – дисипація енергії в обсязі V газорідинній системі.

Найпростіші розрахунки показують, що величина N_F становить не більше 5% від N . Це і є основним ускладненням в експериментальній оцінці, а отже, і у встановленні розрахункових рекомендацій для визначення частки потужності, що витрачається на розвиток міжфазної поверхні.

Спроби отримати залежності для оцінки поверхні контакту газу з рідиною робилися багатьма дослідниками, які використовували в своїх експериментах як фізичні, так і хімічні способи. Однак до використання цих залежностей в розрахунках ферментаційної апаратури слід ставитися критично. Культуральна середовище являє собою рідину, що містить розчини

солей, поверхнево-активні речовини та мікробні організми, і, отже, її фізико-хімічні властивості дуже далекі від тих, які мали модельні системи при вивченні міжфазної поверхні.

Навіть при однакових фізичних властивостях модельної рідини (в'язкість, щільність, поверхневий натяг) міжфазна поверхня, наприклад, розчинів електролітів виявилася значно вище, ніж у недиссоційованих рідин. Це свідчить про те, що невеликі і звичайно практично нефіксуєміе добавки поверхнево-активних речовин сильно змінюють структуру піни. Слід також мати на увазі і циркуляційний рух газорідинної суміші в ферментаторах, при якому її газовміст, а отже, і міжфазна поверхня будуть різними в висхідному і низхідному потоках. Тому, з огляду на складність фізико-хімічних властивостей системи газ - рідина і гідродинамічної обстановки в промислових ферментаторах, доводиться, ймовірно, погодитися з практичної недоцільністю спроб пошуку узагальнюючих залежностей для розрахунку міжфазної поверхні. При аналізі масопереносу в системах газ - рідина часто користуються таким параметром як питома поверхня контакту фаз $a = F/V_{\text{п}}$. Якщо допустити, що всі газові бульбашки в піні мають деякий усереднений діаметр $d_{\text{п}}$ то питома площа поверхні

$$a = 6\varphi_{\text{г}}/d_{\text{п}} \quad (1.18)$$

Цією залежністю досить часто користуються при якісній оцінці як питомої міжфазної поверхні, так і інтенсивності перенесення речовини з газу в рідину.

1.8 Реологічні властивості газорідинних систем.

Особливість розрахунків мікробіологічної апаратури полягає в тому, що оброблювані в ній системи можуть мати властивості як ньютонівських, так і неньютоновських рідин. Неньютоновськими властивостями володіють суспензії з високою концентрацією біомаси, утвореної з розгалужених клітинних організмів або їх агломератів, а також газорідинні суміші з великим

газовмісту, що відносяться до стійким пенам. характер перебігу

таких систем властивий переважно двома класами неньютоновських рідин - псевдопластичні рідини і бінгамовським. Перебіг псевдопластичний рідини описується рівнянням

$$\tau = K (du/dy)^m \quad (1.19)$$

де K – показник консистенції; m – показник реологічного поведінки неньютоновської рідини. Основним фактором, що визначає псевдопластичні рідини стан рідини, є умова $m < 1$.

Рівняння (1.19) можна представити у вигляді

$$\tau = \mu_{\text{каж}} (du/dy)$$

де $\mu_{\text{каж}} = K (du/dy)^{m-1}$ – удавана в'язкість.

Звідси випливає, що у псевдопластичні рідини рідини ($m < 1$) величина уявної в'язкості непостійна і зменшується зі збільшенням швидкості зсуву.

Особливість перебігу бінгамовської рідини полягає в тому, що для початку її руху необхідно докласти певних зусиль, яке визначається початковим напругою зсуву τ_0 . Початковий період супроводжується перебудовою вихідної структури системи, коли порушуються фізико-механічні зв'язки між окремими частинками дисперсної фази. При подальшому збільшенні швидкості течії (швидкості зсуву) система веде себе як ньютонівська рідина. Загальна дотичне напруження при перебігу бінгамовської рідини

$$\tau = \tau_0 + \mu_{\text{пл}} (du/dy) \quad (1.20)$$

де $\mu_{\text{пл}}$ – пластична в'язкість (аналог коефіцієнта динамічної в'язкості Ньютонівської рідини).

Складність структур неоднорідних систем, до яких відноситься і більшість мікробіологічних середовищ, ускладнює розробку теоретично обґрунтованого механізму їх перебігу. Тому при описі руху газорідинних

систем дослідувателі поки змушені виходити з феноменологічних моделей типу (1.19) або (1.20) з подальшим експериментальним визначенням в кожному конкретному випадку значень τ_0 , $\mu_{\text{каж}}$ і m .

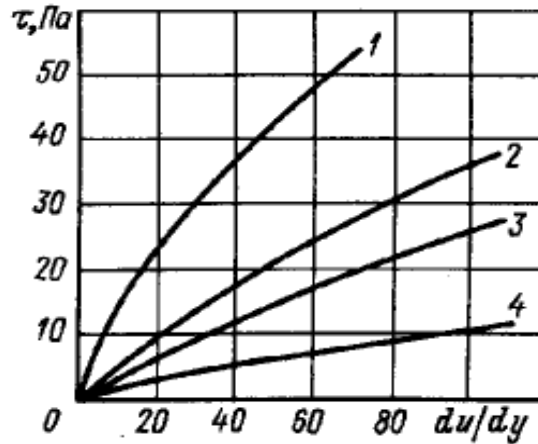


Рис. 1.10. Зміна дотичного напруження в стійких пінах: 1 – $\phi_r = 0,71$, $\mu_{\text{ж}} = 0,08$ Па·с; 2 – $\phi_r = 0,55$, $\mu_{\text{ж}} = 0,08$ Па·с; 3 – $\phi_r = 0,43$, $\mu_{\text{ж}} = 0,08$ Па·с; 4 – $\phi_r = 0,55$, $\mu_{\text{ж}} = 0,024$ Па·с

На рис. 1.2 представлені досвідчені дані, отримані при перебігу стійких піну у вертикальній трубці (капілярі) діаметром $d_k = 20$ мм и длиной $l_k = 2,9$ м. Ці піни готувалися в піногенераторі з барботажем і інтенсивним механічним перемішуванням з водно-гліцеринових розчинів з додаванням ПАР ($\mu_{\text{ж}} = 0,024$ и $0,08$ Па·с). Швидкість зсуву і дотичне напруження розраховувалися відповідно за формулами:

$$du/dy = 8u_{\text{п}}/d_k \text{ и } \tau = \Delta p d_k / 4l_k \quad (1.21)$$

де $u_{\text{п}}$ – середня (видаткова) швидкість руху піни в капілярі; Δp – втрати тиску на ділянці довжиною l_k .

Проведені дослідження показали, що початкова напруга зсуву проявляється у пен, що мають газовміст $\phi_{\text{п}} > 0,8$. При максимальному дослідному значенні $\phi_{\text{п}} = 0,82$ початкова напруга зсуву не перевищувало $\tau_0 = 0,2$ Па. Тому в дослідженому діапазоні $\phi_{\text{п}} = 0,43 \div 0,82$ піни розглядалися як псевдопластичні рідини рідини.

Орієнтуючись на ці дані і на візуальні спостереження поведінки газорідинної суміші, можна запропонувати наступну гіпотетичну модель її

перебігу. Ця течія відбувається шарами, що складаються з прошарків газових бульбашок і розділяють їх плівок рідини. При русі однієї бульбашкового прошарку щодо іншої зусилля витрачається на зміщення газових бульбашок по нормалі до площини зсуву (відбувається розсування бульбашок і на подолання ньютонівського тертя в рідинній плівці. Ця плівка криволінійна і її площа F_k по відношенню до площі проекції поверхні зсуву $F = 1\text{ м}^2$ визначається як

$$\frac{F_k}{F} = \frac{\pi d_p^2 n - (1 - \pi d_p^2 n / 4)}{1}$$

де n – кількість газових бульбашок діаметром d_p розташованих на площі $F = 1\text{ м}^2$. Ввівши в це співвідношення n , виражене через газоміст системи як $n = 4F\varphi_p / \pi d_p^2 = 4\varphi_p / \pi d_p^2$, отримаємо $F_k / F = 3\varphi_p + 1$. Якщо досвідчені значення τ визначати за залежністю (1.21), то в розрахункове рівняння для дотичного напруження повинно увійти вираз $(3\varphi_p + 1)$, враховує криволінійність поверхні зсуву.

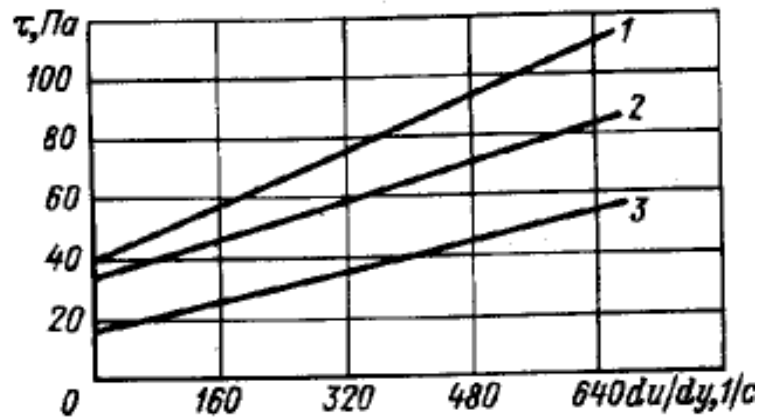
Ефект раздвижки газових бульбашок, що залежить від відстані між ними, т. Е. Від частки рідини в газорідинній суміші, визначає неньютонівські її властивості. Тому можна очікувати, що показник консистенції K і показник реологічного поведінки системи m будуть визначатися величиною $(1 - \varphi_p)$.

Подальший аналіз з урахуванням зазначених передумов і змінних величин експерименту показав, що найкращу збіжність з досвідченими даними дає рівняння

$$\tau = \mu_{ж} \frac{3\varphi_p + 1}{1 - \varphi_p} \left(\frac{du}{dy} \right)^{\sqrt[3]{(1 - \varphi_p)}} \quad (1.22)$$

Характерною особливістю цього рівняння є те, що при $\varphi_p \rightarrow 0$ воно перетворюється в залежність, що визначає дотичне напруження в гомогенній ньютонівській рідині, з якої була утворена піна. Це також свідчить про те, що неньютонівський характер перебігу стійких пін обумовлений наявністю газової фази, частка якої визначає величину показника реологічної поведінки

системи.



$\varphi_r = 0,97$, утворених з газових бульбашок діаметром 70 мкм (1);
100 мкм (2); 160 мкм (3).

Рис. 1.11. Зміна дотичного напруження в стійкості-вих пенах при

Збільшенням газовмісту можна так змінити структуру піни, що з псевдопластичні рідини вона перейде в клас бінгамовських рідин. Це наочно видно з рис. 1.11, де наведені досвідчені дані для пін з газовмісту $\varphi_n = 0,97$ (кратність піни $K_p = 31$), утворених з бульбашок різних розмірів. Кожна пряма описується рівнянням виду (1.20), властивого бінгамовской рідини.

Інформація про реології стійких пен, оброблюваних в мікробіологічній апаратурі, в основному дає якісну картину цього складного явища. Для отримання надійних кількісних-ських закономірностей перебігу біологічних пін необхідні ґрунтовні як теоретичні, так і експериментальні дослідження.

Оскільки в мікробіологічних процесах піни з газовмісту $\varphi_n > 0,8$ зустрічаються рідко, при розрахунку дотичних напружень можна поки орієнтуватися на рівняння (1.22), враховуючи в ньому в'язкість $\mu_{ж}$ культуральної середовища.

1.9 Механічні піногасники.

Основним вузлом будь-якого механічного піногасника є найшвидше

ротор, що виконується у вигляді диска з лопатками, білячого колеса, набору конусів, гладких і з лопатками, і різних їх комбінацій. Велика розмаїтість описаних в літературі роторів пояснюється, ймовірно, не стільки пошуками оптимальної конструкції, скільки пріоритетними інтересами їх творців.

Якщо в основу аналізу покласти гідродинамічні закономірності сепарації піни, то все механічні піногасники можна поділити на дві групи: ударно-зсувного впливу на піну і відцентрово-фільтраційного.

У першому випадку піна руйнується за рахунок ударів та зсувів, викликаних обертовими дисками, лопатками, а також струменями і краплями рідини, розкидають обертовим ротором. У другому випадку поділ (осушення) піни відбувається за рахунок фільтрування рідини (синерезиса) в поле відцентрових сил.

1.9.1 Піногасник ударно-зсувного дії.

Залежно від напрямку потоку піни після сепарації ці піногасники виконуються в двох варіантах: з роздільним і змішаним відведенням вторинної піни.

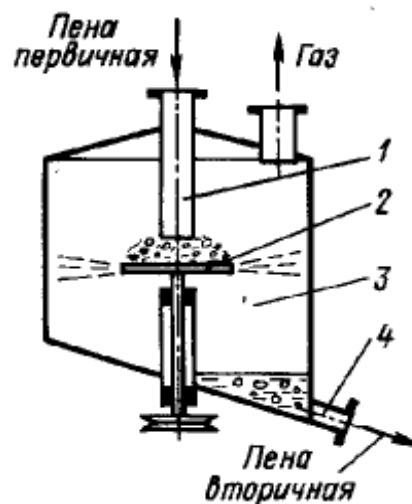


Рис. 1.12. Піногасник ударно-зсувного дії з роздільним відведенням вторинної піни.

Піногасник з роздільним відведенням піни (рис. 1.12) має сепараційні камеру 3, розташовану поза зоною піноутворення. Первинна піна подається на

ротор 2 по трубопроводу 1. Вторинна піна виводиться з сепарационної камери через штуцер 4 і може бути спрямована на подальшу обробку або повернена в апарат освіти первинної піни.

У найбільш поширених піногасники зі змішаними потоками вихідної і вторинної піни ротори розміщуються безпосередньо в ферментаторі під його верхньою кришкою. У напрямку руху газу ці пристрої часто класифікують як піногасники з відведенням газу в обхід ротора.

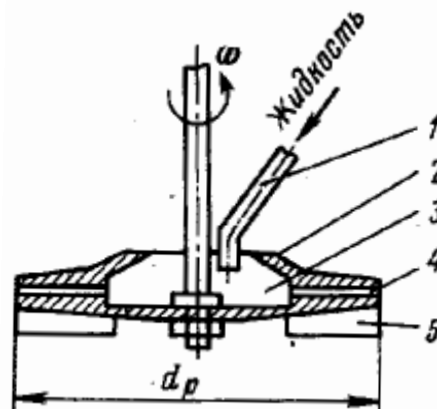


Рис. 1.13. Піногасник ударно-зсувного дії з ротором у вільному обсязі.

Руйнування піни досягається за рахунок зсувних деформацій в області ротора, а також за рахунок ударної дії на неї струменів і крапель рідини, що відкидаються ротором. Завіса з струменів і крапель, що охоплює активну зону піногашення є основною перешкодою для проходження піни. Якщо руководствоватися цією передумовою, то з усього розмаїття роторів піногасники ударно-зсувного дії слід вибрати дві типоконструкції: плоский диск з лопатками, встановленими на його нижній площині, і струменево-турбінний. Останній (рис. 1.13) являє собою диск 2 з камерою 3 для введення в нього рідини. У диску просвердлені радіальні канали 4. На нижній площині диска закріплені лопатки 5. Рідина подається в камеру 3 по патрубку 1. При цій конструкції руйнування піни відбувається як рідиною самої піни, так і додаткової, яка подається через патрубок 1 в камеру 3 і розпилюється під дією відцентрової сили через канали 4.

В якості додаткової рідини може бути використана культуральному середовищі або хімічний піногасник. Важливою перевагою струменевотурбінного піногасника є можливість регулювання кінетичної енергії руйнівного потоку рідини зміною її загальної кількості при постійній лінійній швидкості ротора.

Частота обертання ротора, вал якого зазвичай з'єднується безпосередньо з валом асинхронного електродвигуна, становить 50 с^{-1} . Діаметр ротора визначається його лінійною швидкістю, що забезпечує умови гасіння піни. Ці умови залежать від багатьох факторів, які поки ще не піддаються повному обліку. Основну роль тут відіграє показник піноутворюючої здатності рідини, або коефіцієнт піноутворення. При постійному коефіцієнті піноутворення (в режимі піногашення при мінімальних витратах потужності) лінійна швидкість піногасника зростає зі збільшенням швидкості барботують газу w_r і зменшується зі збільшенням діаметра ротора d_p .

Наприклад, для гасіння піни, утвореної з синтетичного миючого засобу «Триалон-В» (коефіцієнт піноутворення $K_o = 8000$) потрібно лінійна швидкість ротора

$$w_{\text{лин}} = C w_r^{0,5} / d_p^{0,33} \quad (1.23)$$

Для ротора-диска з шістьма лопатками – $C = 26$; для струменевотурбінного (при оптимальних витратах потрапляючої в нього рідини $q_{\text{ж}} = (2 \div 4) \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}$) ротора $C = 20$. Окружна швидкість ротора може змінюватися в широких межах (от 10 до 70 м/с).

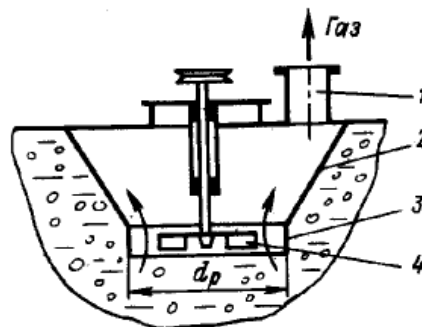


Рис. 1.14. Піногасник ударно-зсувного дії з ротором в сепарационній камері

Число піногасників, які обслуговують ферментатор, залежить від його діаметра. Якщо активна зона піногашення охоплює всі перетини ферментатора, то досить одного піногасника.

При великому діаметрі ферментатора на його кришці встановлюють кілька сепараторів з обмеженою площею піногашення (рис. 1.14). В цьому випадку ротор 4 розміщується в сепарационній камері з кільцевою перегородкою 3, переходить в розширюється конус 2. Газ, що виділився з піни, проходить в обхід ротора і виводиться з конусної камери через штуцер 1. Вторинна піна повертається в ферментатор.

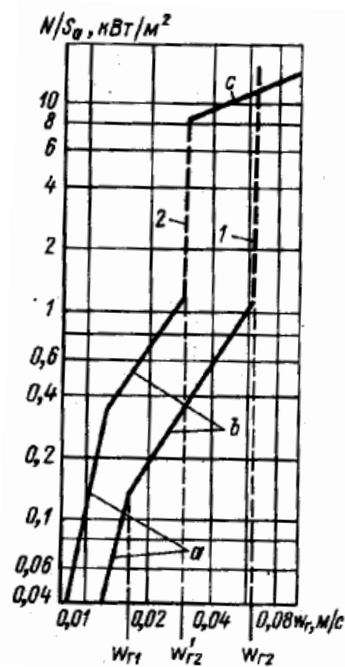


Рис. 1.15. Залежність потужності, споживаної ротором, від швидкості барботуючого газу.

При слабкій циркуляції газоріднинної системи в ферментаторі у верхній його частині утворюється суміш з підвищеним вмістом вторинної піни. Оскільки така піна складається з бульбашок малих розмірів, до того ж збагачених киснем, в цій зоні буде погіршений массообмен. Спостерігається при цьому і різке зростання потужності, споживаної ротором піногасника.

На рис. 1.15 показано зміна питомої потужності $N_{уд} = N/S_a$, де N – потужність споживана ротором; S_a – площа поперечного перерізу апарату, в залежності від наведеної швидкості барботують газу.

Лінія 1 узагальнює досвідчені дані, отримані при випробуваннях ротора, виконаного у вигляді диска з лопатками, і такого ж ротора, поміщеного в гладкостінну кільцеву перегородку (см. рис. 1.14) і перегородку із заспокійливими лопатками.

Досвідчені дані лінії 2 отримані при випробуванні ротора відцентрово-фільтраційного дії (рис. 1.9), принцип роботи якого ми розглянемо пізніше.

Залежно від швидкості газу в апараті виділяється чотири гідродинамічних режиму: пінний, перехідний, емульсійний і режим захлебівання, перший і третій з яких, на наш погляд, вдаліше було б назвати відповідно режимами крупнодисперсної і дрібнодисперсної піни в зоні ротора. Режим крупнодисперсної піни існує при низьких швидкостях повітря. Характерним для нього є чітка границя розділу між барботажем шаром і шаром стійкої піни (див. Рис. 1.11) в зоні ротора. Цьому відповідають відрізки a на прямих 1 і 2 на рис. 1.15. Точки перетину відрізків прямих a і b визначають швидкість газу, при якій починається перехідний режим. Він характеризується посиленням турбулізації верхніх шарів піни, підвищенням її щільності і зменшенням висоти пінного шару. Кордон розділу між піною і барботажем шаром сильно розмита. Перехідний режим існує до деякої критичної швидкості газу, при якій весь обсяг апарату заповнюється дрібнодисперсною піною, яка називається газорідною емульсією. Підхід вторинної дрібнопористої піни до ротора супроводжується значним стрибком споживаної потужності (див. Рис. 1.15).

У разі роботи піногасники ударно-зсувного дії перехід до вказаних режимам відбувається при більш високих швидкостях газу. Ці піногасники споживають меншу потужність в пінному і перехідному режимах і мають менший гідравлічний опір.

При досягненні швидкості газу, що відповідає появі режиму дрібнодисперсного піни, настає режим захлебівання, що характеризується викидом рідини з апарату. Ця швидкість газу є граничною для даного типу пенорозділителей. Застосування кільцевої перегородки, що обмежує роздільну зону як з відбивними ребрами, так і без них, не впливає на межі існування гідродинамічних режимів і витрати потужності.

Для того, щоб визначити швидкості газу, які розмежовують гідродинамічні режими роботи піногасники ударно сдвиговою дії (див. Лінію 1 на рис. 1.15) в роботі [Сидоров В. М.] були запропоновані наступні дві розрахункові залежності:

$$\left. \begin{aligned} w_{Г1} &= 0,012 K_3^{-1,36} \kappa^{0,78} h_{ж}^{0,5} \\ w_{Г2} &= 0,021 K_3^{-4,8} \kappa^{1,8} h_{ж}^{0,5} \end{aligned} \right\} \quad (1.24)$$

У рівняннях (1.24) $K_3 = V_{ж}/V_a$ – коефіцієнт заповнення, рівний відношенню початкового об'єму рідини до об'єму апарату; $h_{ж}$ – вихідний рівень рідини, м; κ – показник піноутворюючої здатності рідини, який визначається експериментально.

Значення параметра κ для ряду рідин, що представляють собою молекулярно-дисперсні розчини ПАВ, а також для Напівколоїдні і колоїдних розчинів, що зустрічаються в мікробіологічній промисловості, такі:

Таблиця 1.2

Найменування рідин і колоїдних розчинів.	Значення параметра κ
вода дистильована	1,00
65 %-ний водний розчин гліцерину	0,94
Водний розчин н-бутилового спирту	0,90
Культуральна рідина, стабілізована хімічним піногасником, при отриманні ферментного препарату протосубтиліна	0,85

0,03 %-ний водний розчин миючого засобу «Лотос»	0,86
0,075 %-ний водний розчин казеїнового клею	0,49
0,05 %-ний водний розчин «Лотоса»	0,40
Післядріжджова бражка гідролізного виробництва	0,37
0,087 %-ний водний розчин полівінілового спирту	0,34
Післяспиртова барда гідролізного виробництва	0,32
0,30 %-ний водний розчин «Лотоса»	0,15

Основним режимом роботи піногасники ударно-зсувного дії є перехідний в області швидкостей газу $w_{r1} < w_r < w_{r2}$.

Для розрахунку потужності, споживаної цими піногасниками в перехідному режимі, використовується наступне рівняння:

$$\frac{N}{\rho_{ж} n^3 d_p^5} = 1,62 \kappa^{-1,7} K_3^{3,7} \left(\frac{q_r}{n d_p^3} \right)^{1,5} \left(\frac{n^2 d_p}{g} \right)^{-0,1} \left(\frac{d_p}{D} \right) \quad (1.25)$$

де q_r – витрата газу, що входить до ротору; d_p – діаметр ротора; D – діаметр апарату.

Тут слід зазначити, що наведене рівняння має емпіричну структуру і достовірно тільки в умовах, близьких до експериментальних. Насторожує, наприклад, включення в нього відношення d_p/D , яке при переході до апаратів великих діаметрів може привести до суттєвих помилок у визначенні потужності.

На наш погляд, до розрахунку потужності, що витрачається на піногасіння, можна підійти з більш логічних і обґрунтованих позицій. Для цього більш детально розглянемо це на прикладі піногасника ударно-зсувного дії.

Потужність, необхідна для обертання ротора піногасника, складається з двох складових: потужності, що витрачається на повідомлення кінетичної енергії підходящої до ротора і подається в нього рідини, і потужності, що витрачається на тертя нижньої поверхні диска ротора про піну.

Масова витрата рідини, що підходить з піною до ротора, не залежить від висоти його лопатей і визначається тільки витратою газу q_{Γ} в апараті і газовмісту φ_{Π} верхнього шару піни, т. е

$$q_{\text{мж}} = \rho_{\text{ж}} q_{\Gamma} (1 - \varphi_{\Pi}) / \varphi_{\Pi}$$

Кінетична енергія, що повідомляється з рідини з витратою $q_{\text{мж}}$, визначається з виразу

$$N_{\text{кин}} = q_{\text{мж}} w_{\text{ср}}^2 / 2$$

де $w_{\text{ср}} = w_{\text{лин}} / 2 = wR / 2$ – середня лінійна швидкість точок диска.

Отже, складова потужності, що витрачається на відкидання рідини лопатями ротора, може бути розрахована за рівнянням

$$N_{\text{кин}} = [q_{\Gamma} (1 - \varphi_{\Pi}) / \varphi_{\Pi} + q_{\text{ж}}] \frac{\rho_{\text{ж}} w_{\text{лин}}^2}{8} \quad (1.26)$$

де $q_{\text{ж}}$ – об'ємна витрата рідини, додатково подається в ротор.

Для оцінки потужності, що витрачається на тертя ротора про піну, виділимо на нижній поверхні диска елемент з нескінченно малою площею $2\pi r dr$. При обертанні ротора на його поверхні виникають дотичні напруження τ , залежать при $\omega = \text{const}$ від радіуса r , фізичних властивостей рідини і гідродинамічних умов в апараті. Потужність на тертя може бути розрахована як

$$N_{\text{тр}} = \int_0^R \tau 2\pi r dr \cdot \omega r = 2\pi \omega \int_0^R \tau r^2 dr$$

Скориставшись теоремою про повну загальну середню, отримаємо такий вираз потужності, що витрачається на тертя

$$N_{\text{тр}} = 2\pi \omega \tau_{\text{ср}} \int_0^R r^2 dr = \frac{2}{3} \pi \tau_{\text{ср}} R^2 w_{\text{лин}} \quad (1.27)$$

де $\tau_{\text{ср}}$ – середні по поверхні диска дотичні напруження, що виникають при терті ротора про піну.

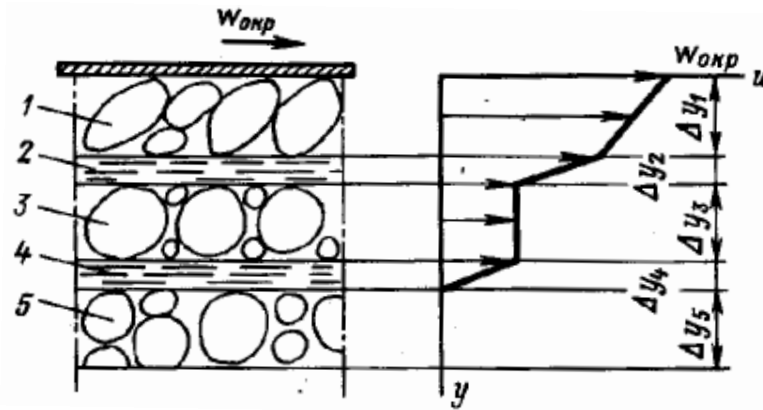


Рис. 1.16. Модель руху піни поблизу ротора.

Якщо вирішувати завдання зостосовуючи до перехідного режиму роботи піногасника, коли в його області переважає вторинна піна, то газорідинну суміш поблизу ротора можна розглядати як псевдопластичні рідини рідина. В цьому випадку в оцінці дотичного напруження будемо виходити з рівняння (1.27).

Рух газорідинної суміші щодо ротора можна представити наступною моделлю (рис. 1.16). Піна поблизу ротора рухається шарами, що складаються з досить жорстких прошарків 1,3,5 дрібних газових бульбашок і прошарків рідини 2, 4, через які реалізується в'язкісне тертя. При газовмістї піни поблизу ротора $\varphi_{п}$ частка цієї рідини в пристінному шарі буде пропорційна $(1 - \varphi_{п})$.

Виходячи з цього, припустимо, що показник консистенції у формулі (1.27) $K = c \mu_{ж} (1 - \varphi_{п})$, і представимо вираз для дотичного напруження τ у вигляді:

$$\tau \sim \mu_{ж} (1 - \varphi_{п})^n (du/dy)^m \quad (1.28)$$

При обертанні ротора з окружною швидкістю $w_{лин}$ швидкість зсуву по порядку величини $du/dy \approx w_{лин}/\Delta y$, де Δy - товщина газорідинного шару, на якій відбувається зміна швидкості зсуву піни від 0 до $w_{лин}$.

Відповідно до прийнятої моделі (см. рис. 1.8) в шарах рідини 2 та 4 існують відповідно градієнти швидкості $\Delta w_2/\Delta y_2$ і $\Delta w_4/\Delta y_4$. Верхній шар бульбашок, дотичний з рухомим ротором, безперервно піддається деформації

і часткового руйнування. В результаті в ньому так само, як і в шарах рідини, виникає 1 суттєвий градієнт швидкості $\Delta w_1/\Delta y_1$. У прошарках газових бульбашок, що лежать нижче, градієнт швидкості дорівнює нулю ($\Delta w_3/\Delta y_3 = \Delta w_5/\Delta y_5 = 0$). За шаром 5 слідує нерухомі шари рідини і бульбашок.

Неважко побачити, що якби верхній шар бульбашок не піддавався деформації і руйнування, то сумарний градієнт швидкості

$$\frac{du}{dy} \approx \frac{w_{\text{лин}}}{\Delta y} = \frac{w_{\text{лин}}}{(\Delta y_2 + \Delta y_4)/(1 - \varphi_{\text{п}})}$$

був би пропорційний об'ємній частці рідини в верхніх шарах піни. Тоді рівняння (1.28) зводиться до вигляду

$$\tau_{\text{ср}} \sim \mu_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{п}})^{n+m} [w_{\text{лин}}/(\Delta y_2 + \Delta y_4)]^m \quad (1.29)$$

Однак необхідно врахувати, що в шари 2, 3 і 4 швидкість зсуву передається від шару 1 з деформуються і частково руйнують бульбашками, т. Е. Прошарку 2 передається рух з деякою швидкістю $w_2 < w_{\text{лин}}$. Оскільки ні величина w_2 , ні Δy_1 , невідомі, то врахувати це відставання зсуву можна імовірною залежністю виду

$$\left(\frac{w_{\text{лин}}}{\Delta y_2 + \Delta y_4} \right)^m = c w_{\text{лин}}^k$$

де c і k — постійні величини. Тоді

$$\tau_{\text{ср}} \sim \mu_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{п}})^{n+m} \cdot w_{\text{лин}}^k \quad (1.30)$$

величина Δy може істотно залежати також і від коефіцієнта заповнення ферментатора $K_3 = V_{\text{ж}}/V_{\text{а}}$, рівного відношенню початкового об'єму рідини до об'єму апарату. При малих значеннях K_3 у верхній частині ферментатора утворюється пухка піна з великими бульбашками, при великих - щільна піна, що включає дрібні бульбашки. Об'ємне газоміст може залишатися при цьому одним і тим же. Однак ясно, що в першому випадку величина Δy буде істотно більше, ніж у другому. Таким чином, при визначенні швидкості зсуву

коефіцієнт заповнення K_3 апарату представляє собою як би аналог величини $(1 - \varphi_{\Pi})$. Тому допустимо прийняти

$$\tau_{\text{ср}} \sim \mu_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\Pi})^{n+m} \cdot K_3^{n+m} \cdot w_{\text{лин}}^k \quad (1.31)$$

Середні дотичні напруження, що виникають на роторі, що обертається в піні, залежать також і від радіуса диска. Для руйнування певної кількості піни за допомогою роторів різного діаметру потрібно докласти один і той же определенное зусилля зсуву. При цьому виникають на диску дотичні напруження будуть обернено пропорційні його площі, т. Е. Квадрату радіусу: $\tau_{\text{ср}} \sim 1/R^2$. Отже, залежність для дотичних напружень на диску ротора слід шукати у вигляді

$$\tau_{\text{ср}} \sim C \mu_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\Pi})^{n+m} \cdot K_3^{n+m} \cdot w_{\text{лин}}^k \cdot R^{-2} \quad (1.32)$$

Невідомі коефіцієнти C і показники ступеня $n + m$ и k складають відповідно $C = 1,8 \cdot 10^5$; $n + m = 1,8$; $k = 0,2$.

Сумарні витрати потужності на стабілізацію рівня газорідинної суміші роторним піногасником можуть бути розраховані за рівнянням:

$$N = N_{\text{кин}} + N_{\text{тр}} = [q_{\text{ж}}(1 - \varphi_{\Pi})/\varphi_{\Pi} + q_{\text{ж}}] \cdot \frac{\rho_{\text{ж}} w_{\text{лин}}^2}{8} + \frac{2}{3} \pi \tau_{\text{ср}} R^2 w_{\text{лин}} \quad (1.33)$$

де

$$\tau_{\text{ср}} = 1,8 \cdot 10^5 \mu_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\Pi})^{1,8} \cdot K_3^{1,8} \cdot w_{\text{лин}}^{0,2} \cdot R^{-2} \quad (1.34)$$

Підставляючи вираз (1.34) в (1.33), в остаточному вигляді отримуємо

$$N = [q_{\text{ж}}(1 - \varphi_{\Pi})/\varphi_{\Pi} + q_{\text{ж}}] \cdot \frac{\rho_{\text{ж}} w_{\text{лин}}^2}{8} + 3,8 \cdot 10^5 \mu_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\Pi})^{1,8} \cdot K_3^{1,8} \cdot w_{\text{лин}}^{1,2} \quad (1.35)$$

Рівняння (1.35) отримано в результаті обробки дослідних даних для перехідного режиму, і користуватися ним можна тільки при відомому газовмісту верхнього шару піни. На практиці, приступаючи до розрахунку піногасника, конструктор, як правило, не має даних про щільності піни в зоні ротора. Такі дані можуть бути отримані тільки в результаті експерименту. У цьому випадку доцільно проводити розрахунок потужності, споживаної на

стабілізацію рівня газорідинної суміші в граничному режимі, при максимально можливій щільності дрібнодисперсного піни в зоні ротора.

Як ми вже вказували, газорідинну суміш в апараті утворюють зазвичай два шари: нижній - барботаажний з низьким газовмісту, що включає стійкі до руйнування бульбашки малих розмірів, і верхній - з високим газовмісту ($0,9 < \varphi_{\text{п}} < 1$), утворений з великих легко руйнуються бульбашок. При великих значеннях коефіцієнта заповнення K_3 і швидкостях газу w_{Γ} барботаажний шар може підніматися до піногасника, що призводить до різкого збільшення споживаної ним потужності. Граничний режим роботи роторного піногасника настає за умов

$$w_{\Gamma} \geq \left(\frac{0,1\kappa^{0,5}}{K_3 - 0,38\kappa^{0,6}} \right)^{1,67} \quad (1.36)$$

або

$$K_3 \geq 0,38\kappa^{0,6} + 0,1\kappa^{0,5}/w_{\Gamma}^{0,6} \quad (1.37)$$

Цим умовам відповідає максимальна частка рідини в шарі мелкодиспалої піни, що досягає піногасника:

$$(1 - \varphi_{\text{п}})_{\text{max}} = K_3 - 0,38\kappa^{0,6} \quad (1.38)$$

При досягненні граничного режиму початковий коефіцієнт заповнення апарату перестає впливати на величину дотичних напружень. Відносно низький газовміст в зоні ротора призводить до вільного переміщення бульбашок в піні, тому залежність Δu от $\varphi_{\text{п}}$ виражена слабше. Аналіз дає розрахункові рівняння

$$\tau_{\text{ср}} = 4,8 \cdot 10^3 \mu_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{п}})_{\text{max}}^{1,2} R^{-2} w_{\text{min}}^{0,2} \quad (1.39)$$

$$N = \left[\frac{q_{\Gamma}(1 - \varphi_{\text{п}})_{\text{max}}}{\varphi_{\text{пmin}}} + q_{\text{ж}} \right] \cdot \frac{\rho_{\text{ж}} w_{\text{min}}^{0,2}}{8} + 10^4 \mu_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{п}})_{\text{max}}^{1,2} w_{\text{min}}^{0,2} \quad (1.40)$$

Таким чином, якщо величина газовмісту верхнього шару піни невідома,

то порядок розрахунку потужності на піногасіння зводиться до наступного. Знаючи показник піноутворюючої здатності рідини і значення наведеної швидкості газу в апараті, визначають максимально допустимий коефіцієнт заповнення за рівнянням (1.40). Задаються робочим значенням $K_z < K_{z_{max}}$. Знаходять по залежності (1.38) величину $(1 - \varphi_{п})_{max}$, відповідного виникнення граничного режиму, і визначають витрати потужності піногасника за формулою (1.40).

Потужність на стабілізацію рівня газорідинної суміші, розрахована за рівнянням (1.40), як правило, в кілька разів перевищує потужність, споживану піногасником в нормальному режимі роботи. Розрахунок з запасом забезпечує надійну стабілізацію піни навіть у випадкових жорстких режимах, близьких до аварійного режиму захлебівання.

1.9.2 Піногасник відцентрово-фільтраційного дії.

Піногасники цього виду встановлюються, зазвичай, під верхньою кришкою ферментатора.

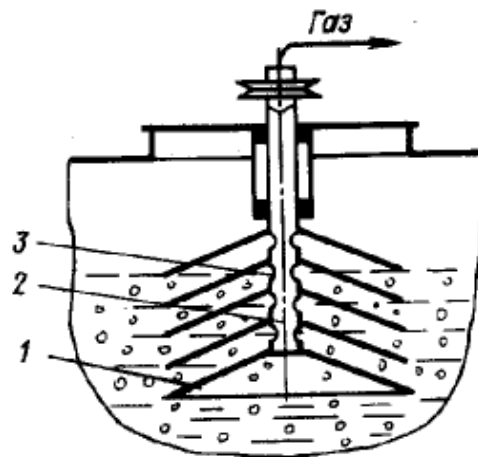


Рис. 1.17. Піногасник відцентрово-фільтраційного дії.

Ротор піногасника (рис. 1.17) має набір конічних тарілок 1 з вертикальними лопатями-перегородками. Тарілки насажені на швидко обертається порожнистий вал 2 з отворами 3 для виведення газу. Первинна піна за рахунок надлишкового тиску всередині ферментатора надходить в

міжтарілочний простір ротора і переміщається до його осі, набуваючи одночасно обертальний рух.

Під дією відцентрових сил відбувається фільтрування рідини, що перетікає в піні в основному по каналах Плато-Гіббса. Рідина накопичується під нижніми поверхнями тарілок і стікає до периферії ротора. У момент її зриву з крайок тарілок може утворюватися вторинна піна. Газ, що виділився з піни, через отвори надходить у порожнистий вал ротора і виходить назовні. У зв'язку з цим такі пристрої часто класифікують як піногасники з проходом газу через ротор.

Представлена нами спрощена схема руху потоків не завжди відповідає реальному процесу. Часто в міжтарілочний просторі відбувається не повне розділення піни, а її осушення до більш високих значень газовмісту. Винос пухкої піни з високою кратністю спостерігається практично з усіх піногасників при великих їх навантаженнях по піні.

Осушення піни до заданого кінцевого газовмісту φ_2 розглядалася ним як процес фільтрування рідини в шарі піни в поле відцентрових сил. В основу аналізу було покладено концепція каналових гідропроводності поліедріческіх піни без урахування течії рідини в плівках.

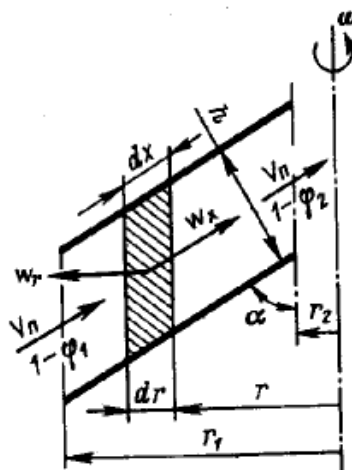


Рис. 1.18. Схема руху потіків в міжтарілочний просторі ротора

Основною характеристикою піногасника є його пропускна здатність по

піні при заданих початковому і кінцевому її газовмісту. Для знаходження цієї характеристики розглянемо схему руху піни в міжтарілочний просторі піногасника (рис. 1.18). При цьому зробимо допущення, що газовмісту піни на вході (φ_1) і на виході (φ_2) настільки великі, що видалення з неї частини рідини не змінить істотно витрати піни q_{Π} : Виберемо в шарі піни кільцевої елемент з радіусом r і прийmemo, що його розміри dx і dr набагато перевершують діаметр d_{Π} газових бульбашок в піні. Якщо вважати, що вся рідина, сепарована з піни, виділяється на нижній поверхні конічної тарілки, то для розглянутого елемента рівняння балансу рідини при її русі в зазорі між тарілками можна представити у вигляді

$$q_{\Pi} d (1 - \varphi) = 2\pi r w_{\Gamma} \cos \alpha dx \quad (1.41)$$

Швидкість витікання рідини в розглянутому елементі піни

$$w_{\Gamma} = H_{\kappa} \frac{dp}{dr} \quad (1.42)$$

де H_{κ} – каналових гідропроводності піни; dp/dr – градієнт гідравлічного тиску.

Виходячи з уявлень про капілярної структурі піни і допущення про нерухомість стінок каналів, була отримана наступна характеристика гідропроводності піни:

$$H_{\kappa} = 8,25 \cdot 10^{-4} d_{\Pi}^2 (1 - \varphi)^2 / \mu_{\text{ж}} \quad (1.43)$$

Оскільки градієнт гідравлічного тиску в елементі піни $dp/dr = \rho_{\text{ж}} w^2 r$, рівняння (1.41), (1.42) і (1.43) після відповідних перетворень зводяться до залежності

$$q_{\Pi} = 5,5 \cdot 10^{-4} \frac{\pi \rho_{\text{ж}} w^2 d_{\Pi}^2 (1 - \varphi_1)(1 - \varphi_2)(r_1^3 - r_2^3)}{\mu_{\text{ж}}(\varphi_2 - \varphi_1) \operatorname{tg} \alpha} \quad (1.44)$$

по якій можна орієнтовно оцінити витрата піни, що проходить через зазор між двома тарілками, при зміні її газовмісту від φ_1 до φ_2 .

У реальних умовах роботи піногасника може проявлятися рухливість

стінок каналів Плато-Гіббса і гідропроводності міжканальних вузлів. Внаслідок цього зростає швидкість витікання рідини, а отже, і пропускна здатність сепаратора по піні.

При розрахунку продуктивності піногасника попередньо задаються радіусами тарілок. зовнішній радіус r_1 визначається міцності обертового полого конуса, які для сталевих тарілок зводяться до умови $wr_1 = 100$ м/с. внутрішній радіус r_2 тарілки вибирається з конструктивних міркувань з урахуванням відводу газу або осушеної піни через порожнистий вал ротора. Орієнтовно цей радіус можна оцінити як

$$r_2 = 0,25(q_T/\varphi_2)^{0,5} \quad (1.45)$$

Мінімальна кутова швидкість ω ротора з умови перевищення гідравлічного тиску, обумовленого відцентровою силою, над капілярним тиском, який утримує рідину в каналах Плато-Гіббса, повинна бути

$$\omega = [2\sigma/(\rho_{ж}r_2^2R)]^{0,5} \quad (1.45)$$

де R – радіус менісків каналів Плато-Гіббса, який, спрощуючи можна представити як

$$R = 1,38d_{п} \sqrt{(1 - \varphi_2)} \quad (1.46)$$

Реальна кутова швидкість ротора набагато перевершує розраховується за виразом (1.45) і становить зазвичай $\omega \approx 100$ с⁻¹.

Общая пропускна здатність піногасника по піні визначається кількістю тарілок і відстанню між ними h . Від величини h залежить і гідравлічний опір Δp тарельчатой частини ротора. У загальному випадку це опір для елемента шару піни (див. Рис. 1.10) можна представити як

$$dp = \frac{\lambda_{п}\rho_{ж}(1-\varphi)w_x^2}{4h} dx \quad (1.47)$$

де $\lambda_{п}$ – коефіцієнт гідравлічного тертя піни.

Дослідження руху стійкої піни в трубопроводах показали, що в межах

$\varphi = 0,4 \div 0,8$ з достатньою для інженерних розрахунків точністю може бути прийнято

$$\lambda_{\text{п}} = 0,115 \lambda_{\text{ж}} (1 - \varphi)^2 \quad (1.48)$$

де $\lambda_{\text{ж}}$ – коефіцієнт гідравлічного тертя рідини, що утворює піну.

Повертаючись до рівняння (1.48), перетворимо його з урахуванням $w_x = q_{\text{п}} / (2\pi r h)$ до виду

$$dp = \frac{\lambda_{\text{п}} \rho_{\text{ж}} (1 - \varphi) q_{\text{п}}^2}{16\pi^2 h^3 \sin \alpha r^2} dr \quad (1.49)$$

Інтегрування (1.49) при спрощує допущенні, що газовміст піни в міжтарілочний просторі має постійну величину $\varphi_{\text{ср}} = (\varphi_1 + \varphi_2) / 2$, призводить до залежності

$$h = \left[\frac{\lambda_{\text{п}} \rho_{\text{ж}} (1 - \varphi_{\text{ср}}) q_{\text{п}}^2 \left(\frac{1}{r_2} - \frac{1}{r_1} \right)}{6\pi^2 \Delta p \sin \alpha} \right]^{0,33} \quad (1.50)$$

де Δp — гідравлічний опір тарельчатой частини ротора. У першому прибіл-женні можна прийняти $\Delta p = 3000 \div 4000$ Па

Вищевикладена методика розрахунку роторного піногасника з конусними тарілками побудована на досить обґрунтованих логічних посилках. Однак її практична реалізація утруднена невизначеністю при виборі розміру газових бульбашок в піні, що надходить на поділ. Ця невизначеність зберігається і в тому випадку, якщо навіть відома структура піни в ферментаторі, оскільки сам піногасник створює навколо себе область вторинної полідисперсної піни з стійкими бульбашками, що вони беруть і при великих газовмісту сферичну форму. В цьому випадку неправомірним стає і рівняння (1.40), справедливе для пін з деформованими бульбашками октаедричної форми. Тут більш достовірний результат, ймовірно, дасть розрахунок швидкості розшарування піни по рівняннях (4.14) і (4.15) з заміною прискорення сили тяжіння відцентровим прискоренням.

Більш складна картина руху піни спостерігається в піногасниках з

плоскими горизонтальними тарілками. При розрахунку продуктивності таких піногасники поки доводиться орієнтуватися тільки на емпіричні залежності. Так, наприклад, для однотарельчатого піногасника з параметрами: $r_r = 80 \div 150$ мм; $h = 7,5 \div 75$ мм, l (довжина лопаті) $= 35 \div 150$ мм та z (число лопатей) $= 4 \div 24$, яке має $\omega = 60 \div 144$ с⁻¹, пропускна здатність по газу (до моменту захлебівання)

$$q_r = 0,0023 z \kappa^{2,62} \omega^2 r_1^2 h^{0,5} l / K_3^{4,8} \quad (1.51)$$

де κ – коефіцієнт піноутворюваність (див. таблиця 1.1); K_3 – коефіцієнт заповнення апарату рідиною.

Піногасники відцентрово-фільтраційного дії стійко працюють в режимі освіти дрібнопористої піни, якому відповідав би відрізок з на лінії 2 рис. 1.7. При цьому режимі максимальне влагосодержание піни в області ротора сягатиме значення, що визначаються рівнянням (3.16). В цьому випадку максимальна потужність, що витрачається на обертання ротора, в принципі може бути оцінена за рівнянням (1.37). Для розрахунку максимальної потужності приводу можна використовувати емпіричне рівняння

$$N_{max} = 0,023 \kappa^{0,46} z^{0,34} \rho_{ж} \omega^2 r^{0,45} h^{0,5} \quad (1.52)$$

1.10 Гідравлічний опір піногасника.

Однією з основних характеристик соплового типу циклон піногасника є його гідравлічний опір Δp . Дослідженнями встановлено, що в оптимальному режимі роботи пристрою (при $\Delta p > 7$ кПа) при оцінці його опору можна знехтувати влагосодержанием газового потоку і незначною зміною (з ростом Δp) газомісту вторинної піни $\varphi_{вт}$. При цих припущеннях

$$\Delta p = 2k_\phi (1 + \xi_{c,y}) \rho_r w_{г.с}^2 [1/(1 - \lg \beta)^2 + \beta^3 / (1 + \lg \beta)^2] \quad (1.53)$$

де k_ϕ – коефіцієнт форми звужено устрою; $\xi_{c,y}$ – коефіцієнт опору пристрою звуження; $w_{г.с}$ – наведена швидкість газу в вузькому перетині сопла;

β – комплекс, що враховує захоплення рідини з первинної піни газом.

Коефіцієнт k_ϕ враховує напрямок потоку в пристрої звуження потоку. Якщо вісь потоку в пристрої звуження потоку змінює свій напрямок, то виникають при цьому відцентрові сили перерозподіляють потоки газу і рідини, які рухаються з різними швидкостями. Ця несиметрія потоків підвищує опір пристрою звуження. Для щілинного сопло-диффузорного насадка з тангенціальним входом в циклон $k_\phi = 1,8 \div 2,2$. Коефіцієнт опору такого насадка $\xi_{c,y} \approx 0,3$.

Вплив піни, що проходить через сопло-диффузорний насадок, враховується в рівнянні (1.53) всього одним комплексом:

$$\beta = \alpha (\rho_{ж}/\rho_{г}^0)^{1/3} \quad (1.54)$$

Тут α – коефіцієнт захоплення рідини газом; $\rho_{г}^0$ – щільність газу при нормальному тиску p_0 . коефіцієнт захоплення $\alpha = q_{ж}/q_{г}$, где $q_{ж}$ и $q_{г}$ – об'ємні витрати рідини і газу, що надходять з первинної піною в піногасник.

Фактично коефіцієнт захоплення визначається газовмісту $\varphi_{п}$ первинної піни і може бути представлений як

$$\alpha = p_0 \left(\frac{1}{\varphi_{п}} - 1 \right) / (p_0 + \Delta p) \quad (1.55)$$

1.11 Циклон газовідділювача.

Основне призначення цього елемента піногасника - забезпечити поділ після сопло-диффузорного насадка потоків вторинної піни і газу таким чином, щоб виключити можливість їх перемішування і додаткового спінювання.

Тут не можна орієнтуватися на принцип роботи звичайного циклону, де відцентровий ефект створюється збільшенням кутової швидкості потоків за рахунок зменшення його діаметра. У пристенной області закрученого потоку завжди виникає вихровий рух, яке може перемішати вторинну піну з газом. В ідеальному випадку їх поділ могло б бути здійснено при русі по плоскій стінці досить великої довжини, проте це ускладнить конструкцію газоотделителя.

Тому його розрахунок повинен зводитися до визначення мінімально допустимого діаметра $D_{г min}$. Величину $D_{г min}$ слід вибрати з двох умов. По-перше, після виходу з насадка шар вторинної піни при своєму русі по циліндричній поверхні газоотделителя повинен повністю заспокоїтися, здійснюючи не більше одного обороту. По-друге, щоб уникнути виносу крапель рідини газом його швидкість у вільному перерізі не повинна перевищувати 3 м/с.

Для визначення $D_{г min}$ з першого умови розглянемо рух по циліндричній поверхні плівки вторинної піни. З метою спрощення подальшого аналізу будемо вважати, що всі її точки описують однакові траєкторії, і горизонтальні складові всіх точок, що лежать на прямій, паралельної утворює циліндричної поверхні, рівні.

Розглянемо рух елементарного обсягу піни $dV = \delta d l dz$, де δ – товщина плівки; l – її довжина в напрямку руху; dz – висота елементарного обсягу.

Для цього елемента рівняння рівноваги горизонтальних складових доданих до неї сил запишеться у вигляді

$$\delta d l dz \rho_{ж} (1 - \varphi_{вт}) \frac{d\bar{w}_l}{d\tau} + dF_{тр} = 0 \quad (1.56)$$

де \bar{w}_l – осредненная по перетину плівки горизонтальна складова її швидкості; $F_{тр}$ – горизонтальна складова сили тертя.

Оскільки газовміст вторинної піни невелика, висловимо дотичне напруження $\tau_{тр}$ на стінці газоотделителя через коефіцієнт гідравлічного тертя гомогенної рідини $\lambda_{тр}$, т. е. приймемо

$$\tau_{тр} = \lambda_{тр} \rho_{ж} (1 - \varphi_{вт}) \frac{\bar{w}_l^2}{8}$$

Тоді сила тертя, що діє на даний елементарний обсяг вторинної піни,

$$dF_{тр} = \tau_{тр} d l dz = \lambda_{тр} \rho_{ж} (1 - \varphi_{вт}) \frac{\bar{w}_l^2}{8} \quad (1.57)$$

Вважаючи процес сталим, уявімо субстанціональну похідну

наступним чином:

$$\frac{d\bar{w}_l}{d\tau} = \frac{d\bar{w}_l}{dl} \cdot \frac{\partial l}{d\tau} = \frac{\partial \bar{w}_l}{\partial l} \bar{w}_l \quad (1.58)$$

З урахуванням формул (1.57) і (1.58) рівняння (1.59) після найпростіших перетворень приводиться до вигляду

$$\frac{\partial \bar{w}_l}{\bar{w}_l} = - \left(\frac{\lambda_{\text{тр}}}{8\delta} \right) dl \quad (1.59)$$

Прийmemo умова, що на довжині одного обороту плівки ($l = \pi D_{\Gamma}$) її осередненая швидкість від початкової \bar{w}_H , (При виході з насадка) зменшиться до деякого кінцевого значення \bar{w}_K . При цьому умови інтегрування рівняння (1.59) дає

$$D_{\Gamma \text{ min}} = \left(\frac{8\delta}{\pi \lambda_{\text{тр}}} \right) \ln \frac{\bar{w}_H}{\bar{w}_K} \quad (1.60)$$

Якщо знехтувати рідиною, що міститься в відшарувавсЯ в соплі газовому потоці, то з рівняння її витрати через сопло слід

$$\bar{w}_H (1 - \varphi_s) = \alpha w_{\Gamma c} \quad (1.58)$$

де φ_s – частка перетину вузької частини сопла, зайнята газом; α – коефіцієнт захоплення рідини газом.

Для розрахунку газовмісту у вузькій частині сопла φ_s використовуємо [на підставі експериментальних даних отримані значення коефіцієнта захоплення рідини α , значення яких лежать в межах: $\alpha = 0,1 \div 0,3$ (при $\beta = 0,2 \div 0,6$)] аппроксимирующие рівняння

$$\varphi_s = (1 - \lg \beta) / 2 \quad (1.59)$$

Товщину плівки вторинної піни, вважаючи, що вона не змінюється істотно за час одного обороту, можна розрахувати, виходячи з початкових умов, як

$$\delta = b (1 - \varphi_s) = b (1 - \lg \beta) / 2 \quad (1.60)$$

З урахуванням виразів (1.58), (1.59) і (1.60) рівняння (1.61)

перетвориться до виду

$$D_{\Gamma \min} = \frac{4b(1+lg\beta)}{\pi\lambda_{\text{тр}}} \ln \frac{2aw_{\Gamma c}}{(1+lg\beta)\bar{w}_k} \quad (1.62)$$

Кінцеву швидкість плівки піни, керуючись дослідженнями, можна прийняти $\bar{w}_k \leq 0,1$ м/с.

Виходячи з другого умови, мінімальний діаметр газоотделителя слід розраховувати за формулою

$$D_{\Gamma \min} = 0,65\sqrt{q_{\Gamma}} \quad (1.63)$$

де q_{Γ} – витрата газу, що виходить з газоотделителя.

Після вибору діаметра газоотделителя слід перевірити висоту соплової щілини піногасника за умовою опускання плівки вторинної піни на цю висоту за один оборот. Ця умова при допустимих спрощення зводиться до залежності

$$h_{\text{щ}} < 0,3 \frac{b^2(1+lg\beta)^2 g D_{\text{п}} \ln\left(\frac{w_{\Gamma c}}{w_k}\right)}{v_{\text{ж}} w_{\Gamma c}} \quad (1.64)$$

2 РОЗРАХУНКОВА ЧАСТИНА

2.1 Вхідні дані

Для культивування було обрано штам мікроводоростей виду *Chlorella vulgaris*.

Було обрано проточну (безперевну) закриту систему культивування.

Було обрано фотобіореактор із методом пневматичного перемішування стисненим газом, а саме одноступінчастий колонний реактор з вертикальною перегородкою завдяки своїй низкій металоємності, простоти конструкції а також можливістю інтенсифікації масообміну.

Потреба різних видів водоростей в мікроелементах відрізняється. В якості мікроелементів для розвитку *Chlorella vulgaris* в поживні середовища вносять Fe, Mn, V, Mo, W, Ni, B, Zn.

Підготовлене та простерилізоване поживне середовище з автоклаву А-11 надходить до ФБ-15 і змішується з інакулянтном для подальшого культивування. При безперервному культивуванні здійснюється постійна подача поживного середовища і відвід кисню, що утворюється в процесі життєдіяльності мікроорганізмів. Перемішування здійснюється барботажним методом періодично за використання ерліфтної системи (барботажна суміш містить вуглекислий газ та повітря).

Освітлення культури здійснюється штучно - світлодіодними світильниками. Освітлення світлодіодами здійснюється - 16 год. світло 8 год./темрява. Світлодіоди встановлюють для максимально рівномірного освітлення культури. Для розвитку клітин мікроводоростей *Chlorella vulgaris* необхідно освітлення довжинами хвиль 450 та 675 для хлорофілу а та 475 та 625 нм для хлорофілу b, та 520 – 555 нм для каротиноїдів. Співвідношення світлодіодів у блоці 1:1:1, відповідно, 1 червоний (640 – 700 нм), 1 синій (450 – 480 нм), 1 зелений (520 – 555 нм). Тривалість освітлення і його періодичність може регулюватись.

Барботаже повітря подається з ДР 2.4. через інжектор з нижнього боку реактора. Швидкість подачі барботажного повітря становить $60 \text{ дм}^3 / \text{год}$. З балону Б-5 CO_2 через редуктор У-30 ПЗ6V, Україна, (потужність 200 Вт) кожні 4 год. надходить до барботажного повітря. Швидкість потоку встановлюється для забезпечення 10% концентрації CO_2 у барботажній суміші. Температурний режим у фотобіореакторі підтримується за рахунок нагріву світлодіодних ламп С-16. Температура регулюється за допомогою датчика температури і системи контролю з декількома каналами управління. За розташування фотобіореакторів у закритому приміщенні можливо створювати необхідний температурний режим повітря у закритому просторі, а знаходження виробництва поряд з ТЕС та АЕС дозволяють використовувати надлишкове тепло для додаткового нагріву.

Тривалість виготовлення партії, виходячи з найдовшої стадії виробництва, а саме культивування мікроводоростей *Chlorella vulgaris* у ферментері, становить 12 діб. При безперервному режимі роботи підприємства, враховуючи 30 днів на зупинки, ремонти, очищення обладнання і т.д. та партійність виробництва, проектна продуктивність праці підприємства:

$$Q_{\text{пр}} = \frac{V}{T} t = \frac{100000}{335} 12 = 3582 \frac{\text{мд}^3}{\text{партію}}$$

За 1 день – 299 дм^3

Для ферментерів номінальним об'ємом 1 м^3 , що використовуються на виробництві при обраному режимі роботи партійна продуктивність складає $0,6 \text{ м}^3$ (600 літрів) культуральної рідини на партію.

Загальний об'єм виробництва $V_{\text{заг}} = 0,84 \text{ м}^3$

Для перемішування культурального середовища в реакторі встановлено систему ерліфту. подача повітря встановлюється на рівні $1 \text{ дм}^3 / \text{хв}$.

Барботування проводиться протягом 24 годин. Загальна швидкість пропускання повітря ($Q_{\text{бп}}$) складає:

$$Q_{\text{бп}} = 1 \cdot 24 \cdot 60 = 1440 \text{ дм}^3/\text{добу}$$

Вміст вуглекислого газу для оптимальної швидкості нарощування має складати 10% від об'єму барботажного повітря, що вводиться періодично. Маса CO_2 , що використовується на 1 реактор складає 60 кг/год, що входить до «інтенсивної продувки» і є раціональним значення для культивування обраного штаму саме на середовищі Тамія модифікована.

Загальний об'єм апарату: $V_{\text{зар}}=1 \text{ м}^3$;

Коефіцієнт заповнення: $K_3=0,8$

Робочий об'єм апарата: $V_p=0,8 \text{ м}^3$

Внутрішній діаметр апарата приймаємо: $D_{\text{вн}}=800\text{мм}$

Еліптичні днища за ГОСТ 6533-78 для апарата вказаного діаметра мають наступні характеристики:

внутрішній діаметр кільцевої труби $D_{\text{вн}}=500\text{мм}$

внутрішня поверхня $F=0,76 \text{ м}^2$

висота еліптичної частини $h_{\text{в}}=200$

висота відбортованої частини $h_1=25\text{мм}$

товщина стінки $S=4 \text{ мм}$

об'єм днища $V_{\text{дн}}=0,0793 \text{ м}^3$

Для даного апарату обрано товщину стінки $s=4 \text{ мм}$

Повна висота днища апарату $h_{\text{дн}}=225 \text{ мм}$

Висота рідини в апараті $H_p=1,65 \text{ м}$

Об'єм циліндричного апарату $V_{\text{ц}}=0,8414 \text{ м}^3$

Висота циліндричного апарату $H_{\text{ц}}=1,675 \text{ м}$

Загальна висота апарату (без приводу, опор, штуцерів)

 $H_{\text{зар}}=2,133\text{м}$

2.2 Принцип роботи апарату

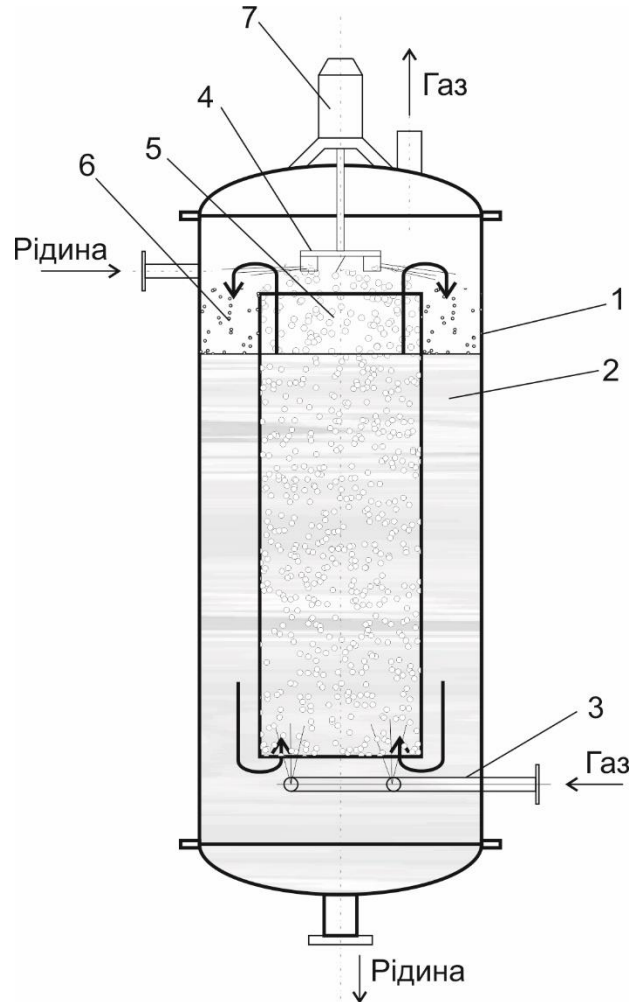


Рис 2.1 – Загальна схема газліфтного реактора

Всередині корпусу 1 встановлені барботажна труба 2, в яку за допомогою газорозподільної труби 3 вводиться газ. При подачі газу в затоплений рідиною апарат в барботажних трубах утворюється газо-рідинна суміш, щільність якої менше щільності однорідної рідини в циркуляційній зоні, внаслідок чого в апараті виникає циркуляція рідини з висхідним потоком суміші в барботажних трубах. Під час циркуляції відбувається процес ферментації який супроводжується значним піновиділенням (5 – первинна піна), для того щоб зменшити кількість піни використовується механічний піногасник 4 який руйнує піну 5 тим самим повертаючи її майже до стану

рідини (6 – вторинна піна) яка потім потрапляє назад у реактор. Механічний піногасник приводиться у рух за допомогою приводу 7.

2.3 Масообмін у реакторі

Швидкість спливання газових сумішей

$$U_n = 1.5 \cdot \left(\sigma_p \cdot g \cdot \frac{\rho_p - \rho_r}{\rho_p^2} \right)^{0.5} = 1.5 \left(\frac{0.05 \cdot 9.81 \cdot 1010 - 1.9}{1010^2} \right)^{0.25} = 0.22 \text{ м/с}$$

Приймаємо газовміст в системі $\varphi_r = 0,47$

Знаходимо середній діаметр бульбашок

$$d_n = 4.15 \cdot \frac{\sigma_p^{0.6} \cdot \varphi_r^{0.5}}{E_N^{0.4} \cdot \rho_p^{0.2}} + 0.9 \cdot 10^{-3} = 4.15 \cdot \frac{0.05^{0.6} \cdot 0.47^{0.5}}{0.98^{0.4} \cdot 1010^{0.7}} + 0.9 \cdot 10^{-3} = 0.005 \text{ м}$$

Середня площа поверхні теплообмігу

$$a = \frac{6 \cdot \varphi_r}{d_n} = \frac{6 \cdot 0.47}{0.005} = 564 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Об'ємний коефіцієнт масопереносу

$$\beta_p = \beta_p \cdot a = 1 \cdot 10^{-3} \cdot 483 = 0.483 \text{ с}^{-1}$$

Визначаємо коефіцієнт масопередачі

$$\beta_p = 0,8 \cdot E_N^{0.53} \cdot n_M^{0.2} \cdot m^{0.47} \cdot \left(\frac{d_p}{D} \right)^{0.18} = 0.8 \cdot 0.98^{0.53} \cdot 1^{0.2} \cdot 1^{0.47} \cdot \left(\frac{2.8}{3.2} \right)^{0.18} = 0.77 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Приймаємо значення $\beta_v = 0.77 \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$

Рівноважну концентрацію кисню при $t = 304 \text{ К}$ визначаємо за формулою

$$X^* = y \cdot P \cdot \frac{\rho_p}{M_p \cdot m_p} = \frac{0,12 \cdot 0,1 \cdot 10^6 \cdot 1010}{18 \cdot 4.81 \cdot 10^9} = 14 \cdot 10^{-5} \text{ кмоль/м}^3 = 2.52 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3$$

$$X \approx 0.2 \cdot X^* \approx 0.2 \cdot 2.52 \cdot 10^{-3} = 0.3 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3.$$

Маса кисню, що проходить в одиницю часу через міжфазну поверхню у ферментаторі:

$$q_{O_2} = \beta_V \cdot V \cdot (X^* - X) = 0.77 \cdot 70(2.52 \cdot 10^{-3} - 0.3 \cdot 10^{-3}) = 0,12 \text{ кг/с}$$

2.4 Розрахунок піногасника

Процес синтезу поживної середовища супроводжується значним виділенням піни тому для перетворення піни на рідину необхідно використати пристрій для своєчасного виявлення піни та її деструкції.

Швидкість при явній відбувається руйнування піни приймаємо 350 об/хв.

Кутова швидкість піногасника ω , с^{-1} , при $n=350$ об/хв

$$\omega = \frac{3,14 \cdot 500}{30} = 36,6 \text{ с}^{-1}$$

Максимальну окружну швидкість диску v , м/с знаходимо по формулі

$$v = \omega \cdot R = 36,6 \cdot 0,3 = 10,9 \text{ м/с}$$

Потужність приводу піногасника знаходимо за формулою

$$N = N_1 + N_2 + N_3 \quad (2.1)$$

$$N_1 = A_{1c} = \Delta E_1 + \Delta E_2 \quad (2.2)$$

A_{1c} –робота яка виконується за 1 с, Вт

ΔE_1 – зміна кінетичної енергії за 1 с, Вт

ΔE_2 – зміна потенціальної енергії за 1 с, Вт

$$\Delta E_1 = \frac{m(v - v_0)^2}{2} = \frac{0,2(10,9 - 0)^2}{2} = 41,7, \text{ Вт}$$

$$\Delta E_2 = mgh \quad (2.3)$$

Де g – прискорення вільного падіння, $g=9,81 \text{ м/с}^2$

h – висота під'єму піни по диску, $h=0,04 \text{ м}$

$$\Delta E_2 = 0,2 \cdot 9,81 \cdot 0,04 = 0,08 \text{ Вт}$$

Таким чином

$$N_1 = 41,7 + 0,08 = 41,8 \text{ Вт}$$

Потужність N_2 знаходимо за формулою

$$N_2 = m \cdot g \cdot l \cdot f \quad (2.4)$$

де l шлях піни по диску, $l = 0,26$ м;

f – коефіцієнт тертя піни об диск, $f = 0,02$

$$N_2 = 0,2 \cdot 9,81 \cdot 0,26 \cdot 0,02 = 0,1 \text{ Вт}$$

Потужність N_3 , знаходиться за формулою

$$N_3 = F \cdot f_{\text{тр пр}} \cdot \frac{D_n}{2} \cdot \omega \quad (2.5)$$

F – еквівалентне навантаження, Н

$f_{\text{тр пр}}$ – приведений коефіцієнт тертя, $f_{\text{тр пр}} = 0,01$

D_n – діаметр підшипника, приймаємо $D_n = 55$ мм

$$F = \sqrt{G_g^2 + F_r^2} \quad (2.6)$$

G_g – вага диску

$$G_g = m_g \cdot g = 26 \cdot 9,81 = 255 \text{ Н}$$

F_r – радіальне навантаження від ременю $F_r = 200$ Н

$$F = \sqrt{255^2 + 200^2} = 324 \text{ Н}$$

$$N_3 = 324 \cdot 0,01 \cdot \frac{0,055}{2} \cdot 10,9 = 6,06 \text{ Вт}$$

Тоді

$$N = 41,8 + 0,01 + 6,06 = 48 \text{ Вт}$$

Потужність двигуна $N_{\text{дв}}$ визначаємо за формулою

$$N_{\text{дв}} = \frac{N}{\eta_{\text{рп}} \cdot \eta_{\text{п}}} = \frac{48}{0,96 \cdot 0,97} = 51,5 \text{ Вт}$$

По потужності $N_{\text{дв}}$, підбираємо двигун 4АА63А6У3 ГОСТ 19523-74

$N = 0,18$ кВт, $n = 1000$ об/хв

2.5 Розрахунок валу піногасника

Визначимо згибний момент піногасника

$$M_{\text{и}} = 0.0813 \frac{N}{n} = 0.0813 \frac{51.5}{650} = 0.07 \text{ Н} \cdot \text{м}$$

Діаметр вала для ремінного колеса $d_1 = 20$ мм, довжина ділянки $l_1 = 25$ мм.

Діаметр вала під верхній підшипник $d_2 = 27$ мм, довжина ділянки $l_2 = 150$ мм.

Діаметр вала під різьбу $d_3 = 24$ мм, довжина ділянки $l_3 = 20$ мм.

Діаметр вала під упор нижнього підшипника $d_4 = 29$ мм, довжина ділянки $l_4 = 30$ мм.

Діаметр вала під піногасник $d_5 = 24$ мм, довжина ділянки $l_5 = 10$ мм.

Діаметр вала для занурення у реактор $d_6 = 26$ мм, довжина ділянки $l_6 = 560$ мм.

Так як піногасник буде знаходитися в агресивній середі, то для надання корозіостійкості конструкції піногасника використовуємо нержавіючу сталь марки 20Х13 з густиною $\rho = 7760$ кг/м³

Визначимо масу одиниці валу

$$m = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \rho = \frac{3,14 \cdot 25^2}{4} \cdot 7760 = 3.80, \text{ кг} \cdot \text{м}$$

Визначимо момент інерції

$$J = \frac{\pi \cdot d^4}{64} = \frac{3,14 \cdot 25^4}{64} = 1.91 \cdot 10^{-8}, \text{ м}^4$$

Ділянки валу l_1 l_2 приймаємо рівними: $l_1 = 0.29$ м, $l_2 = 0.205$ м.

Загальна довжина валу $L = 0.495$ м.

Маса піногасника $M_{\text{п}} = 0,5$ кг.

Визначаємо коефіцієнт K та a

$$K = \frac{M_M}{m \cdot L} = \frac{0,5}{3,5 \cdot 0,695} = 1,06$$

$$a_1 = \frac{l_1}{L} = \frac{0,49}{0,695} = 0,58$$

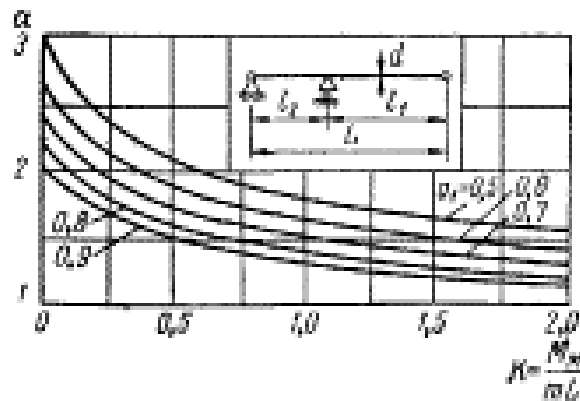


Рис. 2.2 – Значення кореня частотного рівняння

Користуючись рис. 2.3 знаходимо значення $\alpha = 1,8$

Визначаємо першу критичну швидкість

$$\omega_{01} = \frac{\alpha^2}{L^2} \sqrt{\frac{EJ}{m}} = \frac{1,8^2}{0,495^2} \sqrt{\frac{2,18 \cdot 10^8 \cdot 1,91 \cdot 10^{-8}}{3,8^2}} = 43,8, \frac{\text{рад}}{\text{сек}} = 418,2 \text{ об/хв}$$

$\omega \leq \omega_{01}, 350 \leq 418,2$, умова вібростійкості виконується.

2.6 Розрахунок вала на міцність

Визначаємо ексцентриситет центру маси піногасника

$$e = 0,5 \cdot 10^{-3} + 0,03 \cdot D_{\text{піног}} = 0,5 \cdot 10^3 + 0,03 \cdot 0,6 = 0,0185 \text{ м}$$

Знаходимо коефіцієнт приведення розподіленої маси валу до зусередженої

$$q = \frac{3}{(4 - 2.2 \cdot a_1)^4 a_1^2} = \frac{3}{(4 - 2.2 \cdot 0.705)^4 \cdot 0.705^2} = 0.1678$$

Визначаємо приведену масу

$$M_{\text{пр}} = M_{\text{пінног}} + q \cdot m \cdot L = 2 + 0,1678 \cdot 3,8 \cdot 0,49 = 2,304 \text{ кг}$$

Визначимо радіус обертання центра важкості приведеної маси

$$r = \frac{e}{1 - \left(\frac{\omega}{\omega_{01}}\right)^2} = \frac{0,0185}{1 - \left(\frac{350}{418,5}\right)^2} = 0,0185 \text{ м}$$

Визначаємо приведену центробіжну силу

$$P_{\text{ц}} = M_{\text{пр}} \omega^2 r = 2,304 \cdot 5.5^2 \cdot 0.0185 = 0.170 \text{ Н} = 0.017 \text{ кгс}$$

Розраховуємо згібний момент в місці установки нижнього підшипника

$$M'_{\text{и}} = P_{\text{ц}} l_1 = 0,17 \cdot 0,29 = 0,049 \text{ н} \cdot \text{м} = 0,504 \text{ кгс} \cdot \text{см}$$

Визначимо згібне напруження в валі

$$\sigma_{\text{и}} = \frac{M'_{\text{и}}}{0,1 \cdot d^3} = \frac{0,049}{0,1 \cdot 0,029^3} = 575316 \text{ н/м}^2 = 8,86 \text{ кгс/см}^2$$

Визначимо результуюче напруження в валу

$$\sigma_{\text{р}} = \sqrt{\sigma_{\text{и}}^2 + 4\tau^2}, \text{ н/м}^2 \quad (2.7)$$

Де τ – дотичне напруження яке визначається за формулою

$$\tau = \frac{M_{\text{к}}}{0,2d^3}, \text{ н/м}^2 \quad (2.8)$$

де $M_{\text{к}}$ – крутиний момент валу який дорівнює

$$M_k = 0,0813 \frac{180}{350} = 0,041$$

тоді

$$\tau = \frac{M_k}{0,2d^3} = \frac{0,041}{0,1 \cdot 0,029^3} = 8405 \text{ н/м}^2 = 0,085 \text{ кгс/см}^2$$

$$\sigma_p = \sqrt{575316^2 + 1693,3^2} = 575561 \text{ н/м}^2 = 5,869 \text{ кг/см}^2$$

Допустиме навантаження σ_d для сталі марки 45ХН $\sigma_d=1876,2 \text{ кг/см}^2$

Приймаємо $x=0,027 \text{ м}$

Прогиб валу у місті установки підшипнику визначаємо за формулою

$$y = \frac{P_{ц}}{EJ} \left[\frac{l_1 l_2 x}{3} + \frac{x^2}{2} \left(l_1 - \frac{x}{3} \right) \right], \text{ м} \quad (2.9)$$

$$y = \frac{0,017}{21,8 \cdot 10^8 \cdot 1,91 \cdot 10^{-8}} \cdot \left[\frac{0,21 \cdot 0,205 \cdot 0,027}{3} + \frac{0,027^2}{2} \left(0,21 - \frac{0,027}{3} \right) \right] = 0,5 \cdot 10^{-6}, \text{ м}$$

$$y_{\text{доп}} = 0,01 \text{ м}$$

Що менше допустимого прогибу для данного матеріалу

Визначимо кут повороту валу у нижньому підшипнику

$$\theta = \frac{P_{ц} l_1 l_2}{4EJ} = \frac{0,017 \cdot 0,21 \cdot 0,205}{4 \cdot 21,8 \cdot 10^8 \cdot 1,91 \cdot 10^{-8}} = 0,000175, \text{ рад}$$

$$\theta_{\text{доп}} = 0,01 \text{ рад}$$

Що задовольняє умові міцності.

2.7 Виготовлення валу

Ескіз валу приведений на рис. 2.3

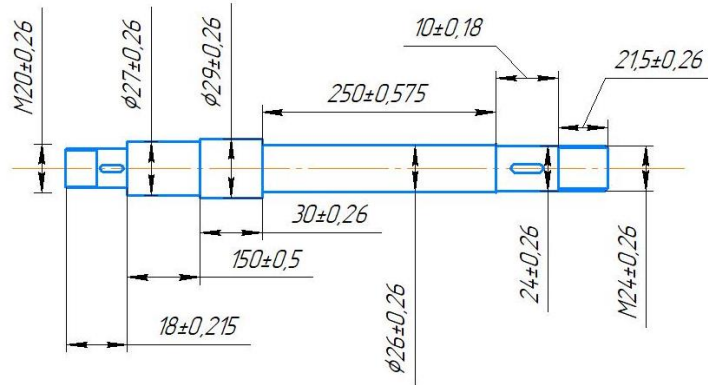


Рис. 2.3 – Ескіз валу

Таблиця 2.1 – Характеристики валу

Параметр:	d, мм	l, мм
Діаметр 1 ступені валу	29	30
Діаметр 2 ступені валу	27	150
Діаметр 3 ступені валу	26	250
Діаметр 4 ступені валу	24	31,5
Діаметр 5 ступені валу	20	18

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

$$D_{\phi} = D_{max} \cdot 1,05 = 29 \cdot 1,05 = 30,4 \text{ мм}$$

Вибираємо діаметр стандартної заготовки. $D_3 = 30 \text{ мм}$.

Розрахункова маса заготовки буде

$$M_p = M_d \cdot K_p, \text{ кг} \quad (2.10)$$

де M_d – розрахована маса готової деталі;

K_p – розрахунковий коефіцієнт.

$$M_d = \left(\pi \left(\frac{d_1}{2} \right)^2 \cdot l_1 + \pi \left(\frac{d_2}{2} \right)^2 \cdot l_2 + \dots + \pi \left(\frac{d_i}{2} \right)^2 \cdot l_i \right) \cdot \rho, \text{ кг} \quad (2.11)$$

де d_i - діаметр останні ступені, м;

l_i – довжина останньої ступені, м.

$$M_d = \left(3,14 \left(\frac{0,029}{2} \right)^2 \cdot 0,030 + \pi \left(\frac{0,027}{2} \right)^2 \cdot 0,15 + \left(\frac{0,026}{2} \right)^2 \cdot 0,25 + \left(\frac{0,024}{2} \right)^2 \cdot 0,031 + \left(\frac{0,02}{2} \right)^2 \cdot 0,018 \right) \cdot 7760 = 2,003 \text{ кг}$$

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

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

Таблиці 2.2 – Характеристики валу

Параметр:	d, мм	l, мм	допуск, мкм	Шорсткість, $\sqrt{\quad}$
Діаметр 1 ступені валу	29	30	260	12,5
Діаметр 2 ступені валу	27	150	100	3,2
Діаметр 3 ступені валу	26	250	260	12,5
Діаметр 4 ступені валу	24	31,5	100	6,3
Діаметр 5 ступені валу	20	18	100	3,2

2.8 Розробка маршрутного листа виготовлення валу

У таблиці 2.3 приведений маршрут для виготовлення валу піногасника з раніше розрахованої заготовки

Таблиця 2.3 – 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. Свердлити центрові отвори	Поверхні і Ø24, Ø20 і торець валу	MP77	Фреза торцева Ø63,5; T15K6 Свердла центрувальне Ø2,0 Ø6,3; P18	Захват 7808-4013
015	Токарна с ЧПК 1. Чорнове точіння поверхонь Ø20, Ø27, Ø29, Ø26, Ø24 і торця.	Центрові отвори	16K20.T1	Різець прохідний T15K6	Патрон повідковий 7108-0022

	2. Чистове точіння поверхонь Ø20, Ø27, Ø29, Ø24 торця 10 і фасок.			Різець канавковий Т15К6 Різець різьбонарізний	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	6P13Ф3-01	Фрези кінцеві Ø16, Ø14	Призми 7033-0109 ГОСТ 12195-66; прихват 7011-0477 ГОСТ 4734-69
025	Токарна с ЧПК Нарізання різьб Ø20, Ø24	Центрові отвори	16K20.T1	Плашка 2650-2127, для лівої різьби, 2650-2127 для правої 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	Центрові отвори	3Т161Е	Круг шліфувальний	Патрон повідковий 7108-0022 ГОСТ 25-71-

	1. Шліфувати поверхностьØ20, Ø24, Ø24 і торець				71; центр плаваючий 7032-0171 ГОСТ 18259- 72
--	--	--	--	--	--

2.9 Технологічний процес термічної обробки валу зі сталі марки 45ХН

У таблиці 2.4 представлено хімічний склад сталей.

Таблиця 2.4 – Хімічний склад сталей, % (ГОСТ 4543-71)

Марка стали	C	Si	Mn	Cr	Ni	P	S	Cu
40ХН	0,36-0,44	0,17-0,37	0,5-0,8	0,45-0,75	1,00-1,4	0,035	0,035	0,3
45ХН	0,41-0,49	0,17-0,37	0,5-0,8	0,45-0,75	1,00-1,4	0,035	0,035	0,3
50ХН	0,46-0,54	0,17-0,37	0,5-0,8	0,45-0,75	1,00-1,4	0,035	0,035	0,3

У таблиці 2.5 подано критичні точки сталей.

Таблиця 2.5 - Критичні точки сталей, °С (ГОСТ 4543-71)

Марка стали	Ac1	Ac3	Ar3	Ar1	Mn
40ХН	735	768	700	660	305
45ХН	750	790	-	-	310
50ХН	735	755	690	660	300

Механічні властивості сталей представлені в таблиці. 2.6.

Таблиця 2.6 - Механічні властивості сталей

Сталь	Сечение, мм	$\sigma_{0,2}$, Н/мм ²	σ_B , Н/мм ²	δ_5 , %	KCU, Дж/см ²	Твердость HRC	Критический диаметр в масле, мм
40ХН	до 80	750	920	17	54	33-43	18-56 (90%, М)
45ХН	до 50	750	935	15	59	34-44	50 (90% М)
50ХН	60	740	930	20	49	28-35	50 (90% М)

1 - Нормалізація при 870 - 925 °С; загартування з 790 °С в маслі;
відпустка при 540-600 °С;

2 - Загартування з 815 °С в маслі; відпустка 500-550 °С, охол. у воді;

3 - Загартування з 820 °С в маслі; відпустка 500-600 °С, охол. у воді.

У таблиці 2.3 представлені показники механічних властивостей сталей та їх прожарювання. З показників слід, що це три сталі можуть бути використані виготовлення вала. Але сталь 45ХН має властивості, що підходять під вимоги властивостей матеріалу.

На малюнку 2.4 наведено ізотермічна діаграма сталі 45ХН.

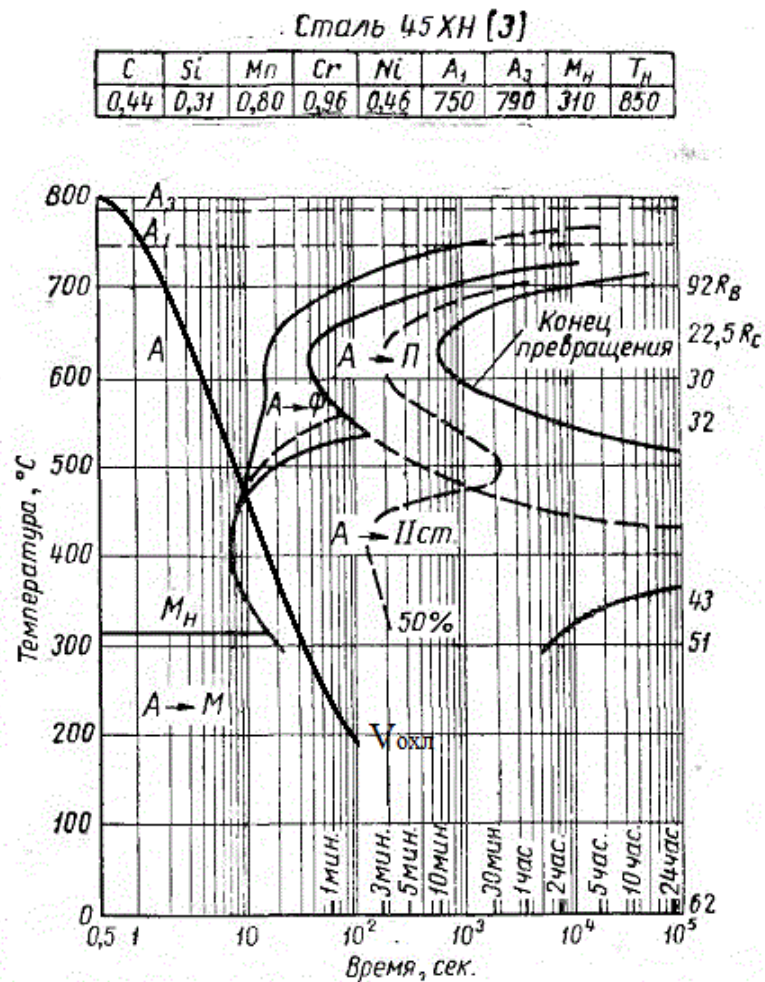


Рисунок 2.4 – Ізотермічна діаграма охолодження сталі 45ХН

З діаграми видно, що для отримання мартенситу 90% у структурі, потрібно забезпечити швидкість охолодження при загартуванні приблизно рівну 308 °С/сек. Масло може забезпечити таку швидкість охолодження деталі перетином 42 мм. Структура складатиметься з мартенситу (90%) та бейніту

(10%). Графіки зміни механічних властивостей сталі 45ХН в залежності від температури відпустки представлені на рисунках 2.5 та 2.6.

З представлених графіків видно як змінюватимуть властивості в загартованій сталі залежно від вибору температури відпустки. Для наведених вимог підходить температура відпустки 550 – 580 °С.

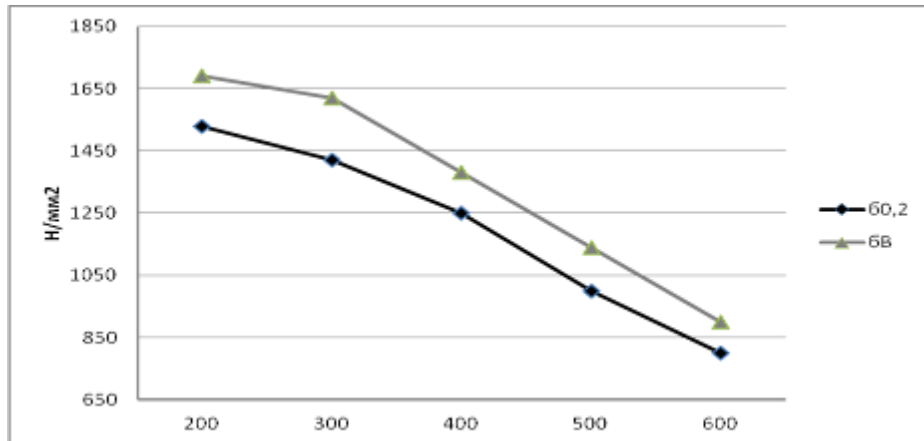


Рис. 2.5 – Вплив температури відпустки на механічні властивості загартованої сталі

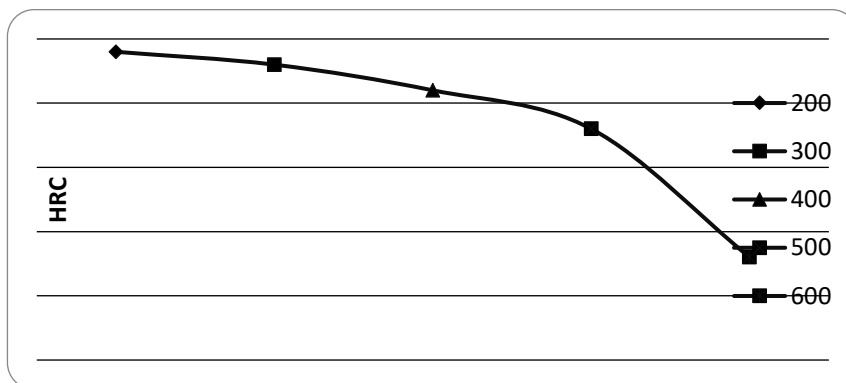


Рис 2.6 – Вплив температури відпустки на твердість загартованої сталі

Вал із сталі 45ХН для забезпечення необхідних властивостей піддається поліпшуючій обробці, а саме загартуванням з високою відпусткою.

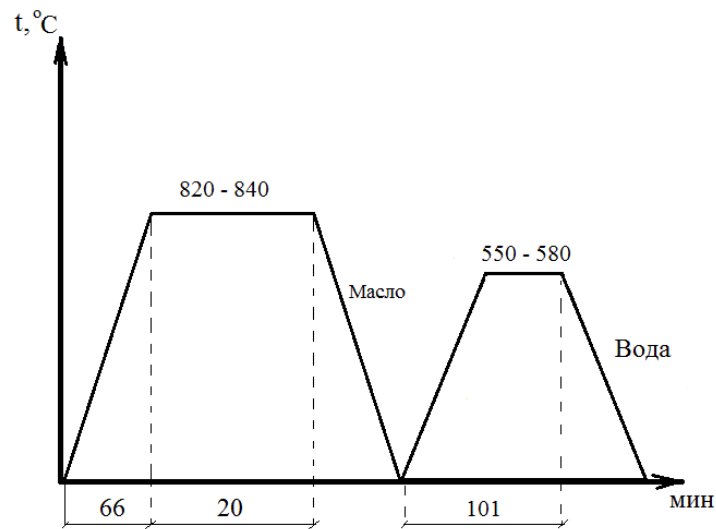


Рис. 2.7 – Режим термічного оброблення сталі 45ХН

Температура нагрівання під загартування визначається хімічним складом та критичними точками і становить:

$$T_H = A_{c3} + (30 - 50) \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_H = 790 + (30 - 50) = 820 - 840 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Час нагріву визначається методом Гуляєва А. П.

Час нагріву під загартування становить:

$$\tau_H = 0,1 \cdot K_1 \cdot K_2 \cdot K_3 \cdot D,$$

На рис 2.8 представлена схема розміщення виробів печі.

Так як сталь легована, то час, що розраховується, збільшують на 50%:

$$\tau_H = \tau_H \cdot 1,5$$

$$\tau_H = 34 \cdot 1,5 = 51 \text{ хв}$$

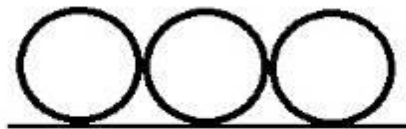


Рис. 2.8 – Схема розміщення валів у печі

Оброблювані вироби печі розміщуються на піддонах. З урахуванням нагріву піддону отриманий час збільшують ще на 20-30%:

$$\tau_H = (1,2 \div 1,3) \cdot \tau_H$$

$$\tau_H = 1,3 \cdot 51 = 66,3 \approx 66 \text{ хв}$$

Час витримки при нагріванні під загартування становить:

$$\tau_B = (0,2 \dots 0,3) \cdot \tau_H;$$

$$\tau_B = 0,3 \cdot \tau_H = 0,3 \cdot 66 = 19,8 \approx 20 \text{ хв};$$

Загартування проводять в маслі марки МЗМ-26. Температура олії при загартуванні $t_m = 20-70$ °С. Температура спалаху даного масла становить 300°С, тому максимально допустима робоча температура олії повинна бути на $20 \div 30$ °С нижче за його температуру спалаху, для даного випадку:

$$t_p \leq 300 - (20 \div 30 \text{ °С}) = 270 \div 280 \text{ °С}$$

$$t_p \leq 270 \div 280 \text{ °С}$$

Промивання деталей здійснюється після гарту у воді, підігрітій, до температури 30-50°С. Потім вал відпускають при температурі 550-580 °С (рисунок 2.2 і 2.3).

Час нагріву при відпустці визначають за такою формулою:

$$\tau_{отп} = (10 + \tau_{уд} \cdot \delta) \cdot K_L \cdot K_{пр},$$

де $\tau_{уд} = 1$ - питомий час нагрівання, мін/мм;

$\delta = 29$ мм – діаметр валу;

K_L – коефіцієнт легованості = 1,5;

$K_{пр}$ – коефіцієнт пристосування = 1,3.

$$\tau_{отп} = (10 + 1 \cdot 29) \cdot 1,5 \cdot 1,3 = 78 \approx 78 \text{ хв}$$

Охолодження після відпустки проводиться у воді, оскільки сталь 45ХН схильна до відпускнуї крихкості. Температура води 20 – 40 °С

Після термічної обробки вали піддають контролю якості.

2.10 Контроль качества

Після проведення термічної обробки виріб контролюється якістю.

Планується випуск валів партіями, що складаються з 20 валів. Кожен 10-й вал піддаватиметься випробуванням як досвідчений зразок.

Послідовність проведення контролю якості:

- 1) Зовнішній огляд деталі на дефекти неозброєним оком;
- 2) Перевірка геометричних розмірів деталі штангенциркулем;
- 3) Твердість поверхні валу буде виміряна на твердомірі Роквелла.

ВИСНОВОК

Наведено огляд газліфтного реактору трубчатого типу, розраховано параметри реакції у апараті, виділення піни, режим роботи піногасника.

Було розраховано режим роботи піногасника.

Був проведений конструкторський розрахунок піногасника з розробкою технологічних креслень.

Був проведений аналіз валу піногасника на міцність та вібростійкість.

Розроблено технологічний процес механічної обробки деталі «Вал піногасника» та визначено тип виробництва.

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

Список літератури

1. РД 26-01-90-85 Механические перемешивающие устройства. Метод расчета
2. 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.
3. Проектирование процессов и аппаратов пищевых производств. Под редакцией Стабникова.- Киев,1981.
4. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. -Л.: Химия, 1987.
5. 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.
6. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты пищевых производств химической технологии: пособие по проектированию.-М.:1991.
7. Стахеев И. В. Пособие по курсовому проектированию процессов и аппаратов пищевых производств, Минск, Вс. школа, 1975г.
8. 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.
9. АТК 24.200.04-90. Опоры цилиндрические и конические вертикальных аппаратов. Типы и основные размеры.
10. Бейли Дж., Оллис Д. Основы биохимической инженерии: Пер. с англ. в 2-х ч. – М.: Мир, 1989.
11. Кантере В.М. Теоретические основы технологии микробиологических производств. – М.: Агропромиздат, 1990. – 271 с.