

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ ІМЕНІ ІГОРЯ
СІКОРСЬКОГО»

Факультет біотехнології і біотехніки

Кафедра біотехніки та інженерії

«На правах рукопису»

УДК _____

«До захисту допущено»

Завідувач кафедри

_____ В.М. Мельник
(підпис) (ініціали, прізвище)

“ _____ ” _____ 20__ р.

Магістерська дисертація

на здобуття ступеня магістра

зі спеціальності 162 – Біотехнології та біоінженерія»

на тему: «Біотехнолонічна очистка стічних вод на вітамінних заводах»

Виконав: студент 6 курсу, групи БІ-21мп
(шифр групи)

_____ Горбунова _____ А.Д.

(прізвище, ініціали) (підпис)

Науковий керівник завідувач кафедри біотехніки та інженерії

д.т.н., проф. Мельник В.М.

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Рецензент

(посада, науковий ступінь, вчене звання, прізвище та ініціали) (підпис)

Засвідчую, що у цій магістерській дисертації немає запозичень з праць інших авторів без відповідних посилань.

Студент _____ (підпис)

КИЇВ – 2024 року

ПОЯСНЮВАЛЬНА ЗАПИСКА
до магістерської дисертації

на тему:

«Біотехнологічна очистка стічних вод на вітамінних заводах»

Київ-2024

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
Факультет біотехнології і біотехніки
Кафедра біотехніки та інженерії

Рівень вищої освіти – другий (магістерський)

Спеціальність 162 «Біотехнології та біоінженерія»

ЗАТВЕРДЖУЮ

Завідувач кафедри, д.т.н., проф.

_____ Мельник В.М.
(підпис) (ініціали, прізвище)

«___» _____ 20__ р.

ЗАВДАННЯ

на магістерську дисертацію студенту

Горбунова Артема Дмитровича

(прізвище, ім'я, по батькові)

1. Тема дисертації «Біотехнологічна очистка стічних вод на вітамінних заводах.» _____ ,
науковий керівник дисертації завідувач кафедри біотехніки та інженерії _____ д.т.н., проф. Мельник Вікторія Миколаївна _____
(прізвище, ім'я, по батькові, науковий ступінь, вчене звання)

затверджені наказом по університету від «___» _____ 20__ р. № _____

2. Термін подання студентом дисертації _____

3. Об'єкт досліджень: процес одержання біогазу в біореакторі.

4. Предмет дослідження: вплив гідродинаміки на процес одержання біогазу.

5. Перелік завдань, які потрібно розробити: провести літературний аналіз за темою дисертації, дослідження стану проблеми; провести розрахунки процесу, що підтверджують працездатність та надійність конструкції біореактору; визначити кількість утвореного біогазу та швидкість виділення субстрату; визначити кількість утвореного метану від впливу гідродинамічного процесу; з'ясувати вплив числа обертів перемішуючого пристрою на процес утримання біоплівки на інертних носіях та її відриву.

6. Орієнтовний перелік графічного та ілюстративного матеріалу:

Лінія виробництва вітамінних заводів. Апаратурно-технологічна схема. Конструкція біореактора. Складальне креслення. Корпус біореактора. Складальне креслення; Опора. Складальне креслення; Штуцер. Складальне креслення; Кришка. Складальне креслення; Плакати за темою магістерської

дисертації.

7. Орієнтовний перелік публікацій: “Ефективність застосування анаеробного біореактора для очищення стічних вод”/ Наукові доповіді НУБіП України. Біологія, біотехнологія, екологія. № 4/104, 2023. С.8-23.

8. Дата видачі завдання

Календарний план

№ з/п	Назва етапів виконання магістерської дисертації	Термін виконання етапів магістерської дисертації	Примітка
1	Аналіз літературних джерел	01.09.23-22.09.23	Виконано
2	Формування мети та задач досліджень за вибраною тематикою	22.09.23-29.09.23	Виконано
3	Патентний пошук; розробка мембрано-біологічної установки для очистки стічних вод	29.09.23-20.10.23	Виконано
4	Розробка стартап-проекту	20.10.23 -26.10.23	Виконано
5	Практична реалізація; розрахунки біореактора на інертних носіях	27.10.23-20.11.23	Виконано
6	Проведення аналізу отриманих результатів	01.12.23-22.12.23	Виконано
7	Оформлення магістерської дисертації, розробка плакатів за темою магістерської дисертації	22.12.23-12.01.24	Виконано

Магістр

(підпис) (ініціали, прізвище) А.Д. Горбунов

Науковий керівник дисертації

(підпис) (ініціали, прізвище) В.М. Мельник

РЕФЕРАТ

Біотехнологічна очистка стічних вод на вітамінних заводах

Магістерська дисертація: 110 с., 10 табл., 18 рис., 40 джерел.

Об'єктом дослідження обрано процес одержання біогазу в біореакторі з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки. Проблемним залишається питання утримання біоплівки на інертних носіях при певній кількості обертів перемішуючого пристрою. Увага зосереджена на впливі гідродинаміки в біореакторі з рухомим носієм біоплівки на процес одержання біогазу. Представлена схема лабораторної установки для дослідження процесу виділення біогазу в біореакторі з інертним носієм. Це дозволить з'ясувати характер поверхні теплообміну біореактора, яка необхідна для відведення тепла та процес одержання біогазу. Була визначена важлива величина – питома швидкість виділення субстрату r'_x , без якої неможливо розрахувати поверхню біоплівки та визначити кількість виділеного метану. Було з'ясовано вплив гідравлічного руху течії (критерій Рейнольдса) на утворення метану. Підібрано число обертів перемішуючого пристрою для утримання біоплівки на інертних носіях та унеможливлення її відриву. Розглянуто процес масопереносу субстрату зі стічної води до поверхні біоплівки; перетворення субстрату активною кислотогенною біомасою в оцтову кислоту; перетворення оцтової кислоти метаногенною біомасою в біогаз. Акцентується перевага пропонуємого дослідження впливу гідродинаміки на процес одержання біогазу в анаеробних умовах від процесу псевдозрідження, при якому, в наслідок інтенсивної циркуляції рідини можливий відрив біоплівки від поверхні інертних носіїв. Пропонується створення оптимального апарату біореактора, який би забезпечував, у повній мірі, такий технологічний процес. При оптимальному режимі роботи біореактора число обертів перемішуючого пристрою $n=2$ об/с. Кінцева концентрація субстрату у стічній воді досягає значення $S_2=0,1$ кг ХСК/м³. Кількість одержаного метану складає $V_{CH_4}=0,409$ м³/добу.

КЛЮЧОВІ СЛОВА: КОНСТРУКЦІЯ БІОРЕАКТОРУ, ОТРИМАННЯ БІОГАЗУ, АНАЕРОБНІ УМОВИ, РУХОМИЙ НОСІЙ БІОПЛІВКИ.

ANOTATION
BIOTECHNOLOGICAL WASTEWATER TREATMENT AT VITAMIN
FACTORIES

MASTER'S THESIS: 110 P., 10 tables, 18 figures, 40 sources.

The object of study is the process of biogas production in a bioreactor with a stirring device and an inert biofilm carrier. The problematic issue is the retention of biofilm on inert media at a certain number of revolutions of the stirring device. Attention is focused on the influence of hydrodynamics in a bioreactor with a moving biofilm carrier on the process of biogas production. A scheme of a laboratory setup for studying the process of biogas production in a bioreactor with an inert carrier is presented. This will allow us to find out the nature of the heat exchange surface of the bioreactor, which is necessary for heat removal and the process of biogas production. An important value was determined - the specific rate of substrate release, without which it is impossible to calculate the biofilm surface and determine the amount of methane released. The influence of hydraulic flow (Reynolds criterion) on methane formation was determined. The number of revolutions of the stirring device was selected to keep the biofilm on inert media and prevent its detachment. The process of mass transfer of the substrate from wastewater to the surface of the biofilm; conversion of the substrate by active acidogenic biomass into acetic acid; conversion of acetic acid by methanogenic biomass into biogas is considered. The advantage of the proposed study of the influence of hydrodynamics on the process of biogas production in anaerobic conditions from the process of fluidization, in which, due to the intensive circulation of the liquid, it is possible to detach the biofilm from the surface of inert media, is emphasized. It is proposed to create an optimal bioreactor apparatus

KEYWORDS: BIOREACTOR DESIGN, BIOGAS PRODUCTION, ANAEROBIC CONDITIONS, MOVING BIOFILM CARRIER.

ЗМІСТ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ

ВСТУП

1. АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

Висновки

2. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ

2.1 Результати досліджень процесу одержання біогазу в біореакторі з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки

2.1.1 З'ясуємо кількість утвореного метану та питому швидкість виділеного субстрату

2.1.2 Дослідимо вплив гідравлічного руху течії (критерій Рейнольдса) на утворення метану

2.1.3 Вплив числа обертів перемішуючого пристрою на процес утримання біоплівки на інертних носіях та її відрив

Висновки

3. ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ БІОРЕАКТОРУ ДЛЯ ОЧИСТКИ СТИЧНИХ ВОД

3.1. Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність конструкції біореактора

3.2. Розрахунок еліптичного днища (кришки)

3.3. Розрахунок штуцерів

3.4. Розрахунок фланцевого з'єднання корпусу і днища(кришки)

3.5. Розрахунок навантажень, що діють на фланцеві з'єднання

3.6. Вибір опорних лап

3.7 Розрахунок теплофізичних властивостей біогазу

3.8. Матеріальний баланс

3.9 Перевірка швидкості потоку рідини у біореакторі

3.10 Тепловий баланс

3.11. Тепловий розрахунок процесу нагрівання у біореакторі

3.12. Конструктивний розрахунок біореактора

3.12.1. Розрахунок поверхні завантаження

3.13. Конструктивний розрахунок змійовика

3.14. Рекомендації з монтажу та експлуатації апаратів

- 3.14.1. Монтаж
- 3.14.2. Випробування
- 3.14.3. Експлуатація
- 3.14.4. Рівень стандартизації та уніфікації
- 3.14.5. Охорона праці та безпека в надзвичайних ситуаціях
- 3.15. Виявлення та аналіз шкідливих і небезпечних виробничих факторів.
Заходи з охорони праці
- 3.15.1. Повітря робочої зони
- 3.15.2. Виробниче освітлення
- 3.15.3. Виробничий шум та вібрації
- 3.15.4. Електробезпека
- 3.16. Безпека в надзвичайних ситуаціях
- 3.16.1. Безпека технологічних процесів і обслуговування устаткування
- 3.16.2. Пожежна безпека
- 3.16.3. Розрахунок надлишкового тиску при вибуху
- Висновки
- 4. Розробка стартап-проекту
- Висновок
- 5.ВИСНОВКИ
- 5. СПИСОК ВИКОРИСТАННОЇ ЛІТЕРАТУРИ
- ДОДАТОК А. Патентний пошук
- ДОДАТОК Б. Специфікації
- ДОДАТОК В. Копії наукових досягнень

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ, СКОРОЧЕНЬ ТА ТЕРМІНІВ

V_1 – об'єм стічної води в біореакторі, м³/доба.

φ – коефіцієнт заповнення біореактора.

S_1, S_2 – початкова та кінцева концентрація органічних домішок (субстрату) в стічній воді, кг ХПК/м³.

δ_B – товщина біоплівки на інертних носіях, м.

d_H – діаметр інертного носія, м.

ρ_B – густина біомаси, кг/м³.

t_B – температура в біореакторі, 0С.

ρ_H – густина інертного носія, кг/м³.

Q – кількість стічної води.

L – БПК.

C – кількість завислих часток.

E – ефект затримання завислих речовин у первинних відстійниках.

t – температура процесу.

b – винесення активного мулу із вторинних відстійників.

F – поверхня завантаження біореактора.

Γ – сумарний вихід біогазу.

$[P]$ – допустимий тиск днища.

σ – напруження у днищі.

c_s – сумарний додаток до товщини стінки патрубку.

d_6 – діаметр болтів.

D – внутрішній діаметр апарата.

u – нормативний зазор.

a – конструктивний додаток до розміру болтів.

t_1 – крок розміщення болтів.

λ_{ϕ} – конструктивний коефіцієнт.

s – товщина стінки обичайки.

$l_{\text{б.о.}}$ – висота болта.

P – внутрішній тиск в обичайці.

$k_{\text{пр}}$ – прокладочний коефіцієнт.

b_o – ефективна ширина прокладки.

k_n – коефіцієнт обтискання прокладки.

E_n – модуль Юнга для прокладки.

E_b – модуль Юнга для болтів зі Ст35Х.

E_{ϕ} – модуль Юнга для фланців зі Ст15ХМ.

ν, ψ_2 – конструктивні коефіцієнти.

α_{ϕ}, α_b – коефіцієнти температурного розширення.

q – зусилля герметизації.

$F_{\text{бтах}}$ – найбільше зусилля в болтах.

ВСТУП

Біологічне очищення стічної води включає анаеробні та аеробні процеси. Анаеробний спосіб очищення, на відміну від аеробного, дозволяє уникнути забруднення повітря мікробними аерозолями, тому попередня обробка забруднених вод у герметичному реакторі є надзвичайно корисною для оточуючого середовища. Крім того, використання анаеробних способів очищення стічної води дає змогу отримувати енергетично цінний біогаз. Технологія анаеробного очищення стічної води передбачає можливість реалізації процесу в реакторах за моделлю ідеального змішування, коли в апарат завантажується визначена порція субстрату для обробки за певний період часу, або за моделлю ідеального витіснення, коли субстрат проходить крізь апарат, контактуючи із мікроорганізмами лише час, необхідний для протікання від входу до виходу. Можливі, також, і комбіновані варіанти. Слід зазначити, що життєдіяльність мікробної асоціації в стаціонарних умовах поступово затухає через насичення середовища продуктами метаболізму, тому, при необхідності переробки великої кількості відходів за невеликий проміжок часу, перевагою користуються реактори, близькі до моделі ідеального витіснення, так званого проточного типу [1].

Робота реактора проточного типу пов'язана із подоланням ряду проблем, таких, як вимивання мікрофлори з реактора, недостатній контакт субстрату із активним мулом.

Особливістю асоціацій, що беруть участь у метановому зброджуванні є здатність утворювати зернисті згустки, тобто, самовільно іммобілізуватися навколо наявних в стічній воді інертних носіїв, такий зернистий осад називається активним мулом і осідає на дно біореактора. Однак, при протіканні стічної води, із активним мулом контактує лише тонкий шар рідини, що знаходиться над поверхнею мулу. До того ж, при турбулізації потоку відбувається винос мулу стічними водами. Таким чином, виникає протиріччя між необхідністю збільшити швидкість руху потоку і вимогою до його

ламінарності. Одним із варіантів вирішення цієї проблеми є використання спеціальних інертних носіїв.

Такі носії мають відповідати ряду вимог:

- бути розповсюдженими у всьому реакційному просторі;
- залишатися в апараті і не виноситись потоком рідини;
- бути достатньо міцними щоб не руйнуватися при контакті з рідиною;
- мати розвинену питому поверхню.

Реалізувати процес метанового зброджування на іммобілізованих носіях можливо в реакторах декількох видів:

- із псевдозрідженим носієм;
- із нерухомим носієм;
- із рухомим носієм.

Завантаження у вигляді нерухомого теплоносія найчастіше являють собою структуру розгалуженої площі, яка встановлюється в проточній частині апарата.

На каркасі з корозійно стійкого матеріалу закріплено інертний носій таким чином, щоб утворити сітку або решітку, достатньо щільну, щоб забезпечити контакт стічної води із мікроорганізмами. В якості носіїв найчастіше використовують полімерні листи шнури та труби, шари кускових матеріалів, таких, наприклад, як пінополістирол. Численні дослідження метанового зброджування стічної води в реакторах із мікрофлорою, іммобілізованою на інертних носіях, показують, що процес метаногенезу та біодеструкції забруднень іде в декілька разів швидше, ніж в інших типах реакторів. До того ж, в якості носіїв можуть використовуватись різноманітні відходи природного та штучного походження, зокрема, полімери. Таким чином, подібний спосіб очищення стічних вод розв'язує цілий комплекс проблем екології та енергетики.

Пошуки економічно вигідних та екологічно прийнятних методів очищення промислових та господарсько-комунальних стічних вод були і залишаються вкрай актуальними у великому місті. Постійно зростаюча чисельність жителів міста, розгалужена інфраструктура, інтенсивне функціонування харчових,

мікробіологічних, фармацевтичних та багатьох інших виробництв призводять до щоденного зростання обсягів стічних вод, забруднених органікою. Водночас зростає і потреба у чистій воді. Донедавна більш перспективною технологією вважалася аеробна очистка, анаеробна ж технологія розглядалася лише як попередня стадія очистки стоків високої концентрації або осадів [1]. Введення анаеробних біореакторів із іммобілізованою мікрофлорою, інтенсифікувало процес очищення, що разом з іншими перевагами, такими, як низька енергоємність, отримання палива, компактність та гігієнічність дозволило анаеробній технології вдало конкурувати із аеробною.

Вибір найбільш ефективних проектних рішень потребує детального вивчення і математичного опису основних закономірностей процесу [2].

При необхідності переробки великої кількості відходів за невеликий проміжок часу, перевагою користуються реактори, близькі до моделі ідеального витіснення, так званого проточного типу [3].

При протіканні стічної води, із активним мулом контактує лише тонкий шар рідини, що знаходиться над поверхнею мулу. До того ж, при турбулізації потоку відбувається винос мулу стічними водами. Таким чином, виникає протиріччя між необхідністю збільшити швидкість руху потоку і вимогою до його ламінарності. Одним із варіантів вирішення цієї проблеми є використання спеціальних інертних носіїв в декількох видів реакторів. Завантаження у вигляді нерухомого теплоносія найчастіше являють собою структуру розгалуженої площі, яка встановлюється в проточній частині апарата [4].

Численні дослідження метанового зброджування стічної води в реакторах із мікрофлорою, іммобілізованою на інертних носіях, показують, що процес метаногенезу та біодеструкції забруднень іде в декілька разів швидше, ніж в інших типах реакторів. До того ж, в якості носіїв можуть використовуватись різноманітні відходи природного та штучного походження, зокрема, полімери. Таким чином, подібний спосіб очищення стічних вод розв'язує цілий комплекс проблем екології та енергетики [5].

Анаеробне очищення стічних вод на інертних носіях є складним багатофазовим та багатостадійним процесом, фізичні, хімічні та мікробіологічні явища якого тісно взаємопов'язані та взаємозалежні. На даному етапі активно ведеться розробка анаеробних процесів, проте їх результати є фрагментарними і розрізненими, майже відсутня інформація довідкового характеру, дається взнаки відсутність ґрунтовних систематизованих досліджень. В даній роботі представлено математичну модель процесу очищення стічних вод мікроорганізмами, іммобілізованими на нерухомих інертних носіях.

Актуальним, і по тепер, залишається питання утримання біоплівки на інертних носіях при певній кількості обертів перемішуючого пристрою (певне значення критерія Рейнольдса Re). Все це може стати підґрунтям для рекомендації по створенню оптимального апарату біореактора, який би забезпечував, у повній мірі, технологічний процес.

Мета і задачі досліджень. Метою досліджень є процес одержання біогазу при умовах утримання біоплівки в анаеробних умовах та варіювання підбору перемішуючих пристроїв у біореакторі для забезпечення не руйнування біоплівки. Це дасть можливість проаналізувати темп росту кількості метану та контактування інертних носіїв біоплівки зі стінкою біореактора, розкрити межі утримання біоплівки від відриву, окреслити поверхню біоплівки, обрати питому швидкість виділення субстрату в біореакторі.

Для досягнення поставленої мети необхідно виконати такі задачі:

1. Визначити кількості утвореного біогазу та швидкість виділення субстрату;
2. Визначити кількість утвореного метану від впливу гідродинамічного процесу;
3. З'ясувати вплив числа обертів перемішуючого пристрою на процес утримання біоплівки на інертних носіях та її відриву.

Предмет дослідження. Вплив гідродинаміки на процес одержання біогазу.

Об'єкт дослідження. Процес одержання біогазу в біореакторі з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки.

1. АНАЛІЗ ЛІТЕРАТУРНИХ ДЖЕРЕЛ

Аналіз конструкцій біореакторів. Класифікація біореакторів

Застосування технологій біогазового виробництва, обумовлене необхідністю опанування нових джерел енергії, навіть в умовах, коли традиційні палива займають домінуюче положення, потрібно обґрунтувати з економічної точки зору. Сьогодні на енергетичному ринку країн Європи, потенційне використання біогазу може зайняти досить помітну позицію [6]..

Апаратурні схеми біогазових установок

Сьогодні відомі і працюють різноманітні схеми біогазових установок для великих промислово-тваринницьких комплексів і для фермерських господарств. Принципова схема установки для фермерського господарства наведена на рис. 1.1. [7].

В великих сільськогосподарських і птахівницьких підприємствах, які знаходяться в районах, де доцільно використовувати енергію сонця і (або) вітру, рекомендується використовувати комбіновану біогазову установку, принципова схема якої приведена на рис. 1.2.

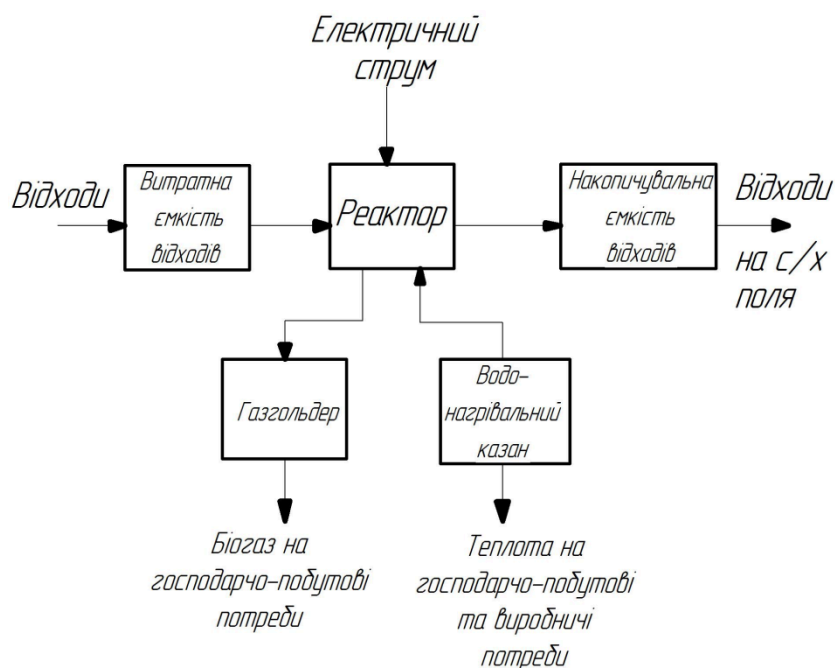


Рис 1.1. Схема фермерської біогазової установки

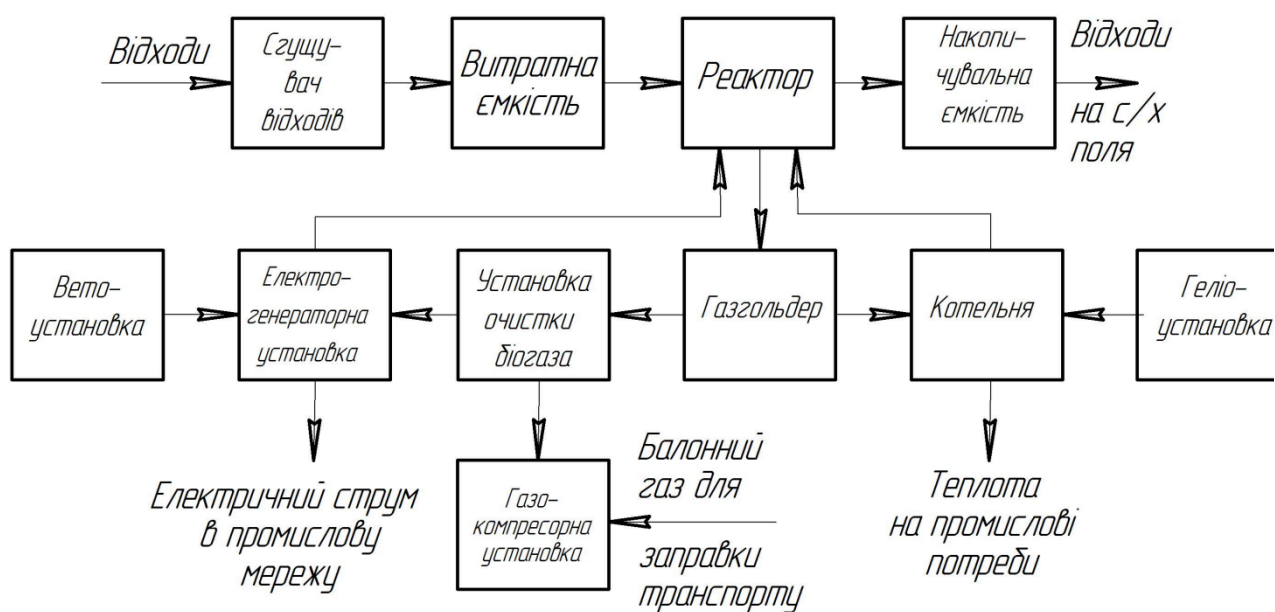


Рис. 1.2. Схема енергокомплексу з біогазовою установкою і газокompресорною станцією для великих сільськогосподарських підприємств

Одна з можливих схем фермерської біогазової установки приведена на рис. 1.3. Інший можливий варіант біогазової установки показаний на рис. 1.4.

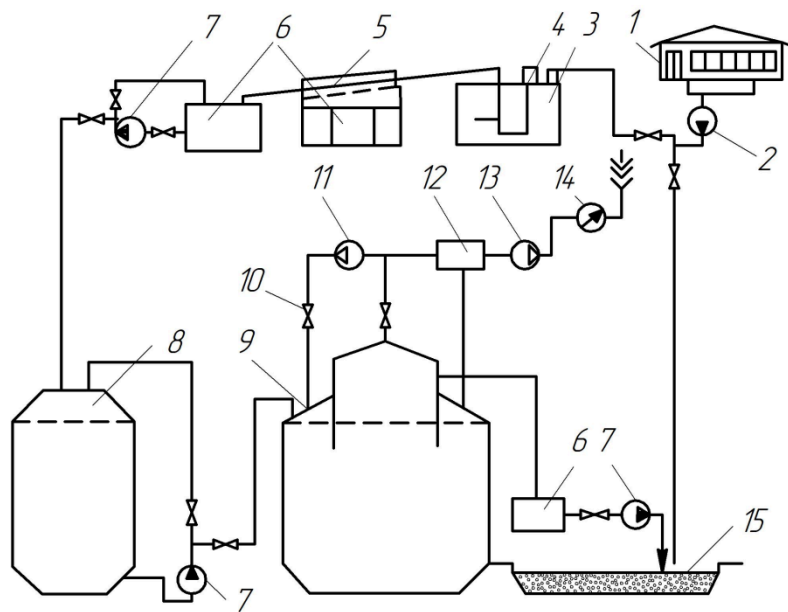


Рис. 1.3. Технологічна схема біоенергетичної установки: 1 – ферма; 2 – насос; 3 – приймальна ємність гною; 4 – відцентровий насос з подрібнювачем НЦИ-Ф-100; 5 – віброгуркіт ГБН-100; 6 – ємності; 7 – насоси ФГ-57,5/9,56; 8 – витримувач; 9 – реактор; 10 – газові клапани; 11 – водокільцевий вакуум ВВН-1,5М; 12 – конденсатозбірник; 13 – компресор відбору газу УК-1М; 14 – газолічильник барабанний ГСБ-400; 15 – гноєсховище

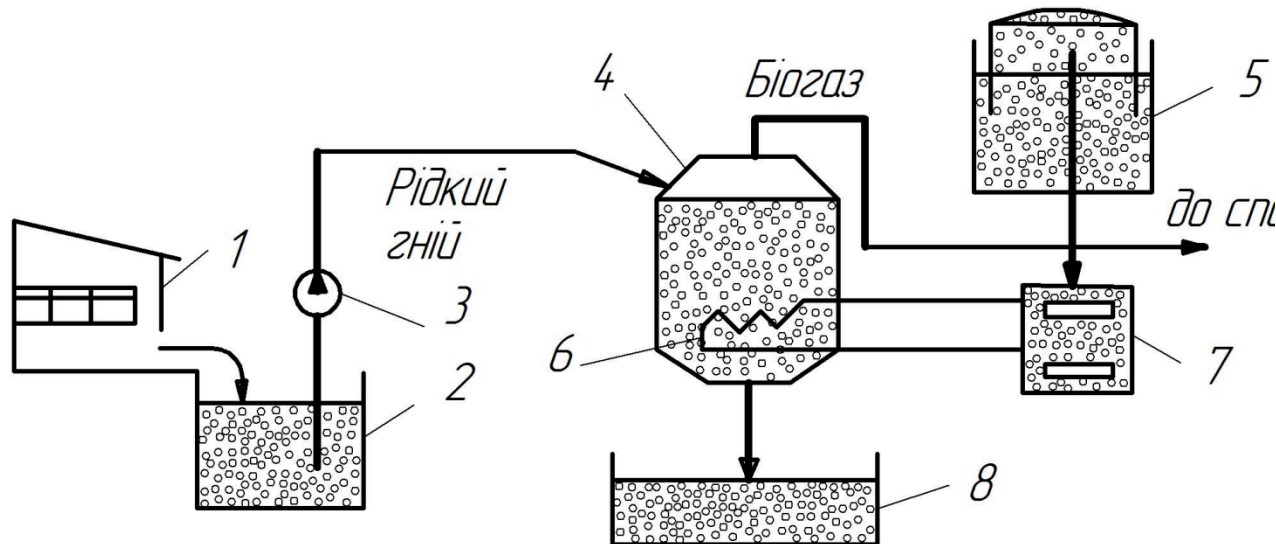


Рис. 1.4. Технологічна схема виробництва біогазу: 1 – ферма; 2 – навозоприймач; 3 – насос; 4 – метантенк; 5 – газгольдер; 6 – теплообмінник; 7 – казан; 8 – гноєсховище

Перспективнішою є установка, в якій застосовується двохстадійне бродіння субстрата. Вона призначена для підготовки початкової біомаси

(подрібнення, гомогенізація, нагрів) до бродіння – аеробного (кислотного) бродіння і, нарешті, анаеробного (метанового) бродіння і складається з наступних основних блоків, описаних нижче (рис. 1.5).

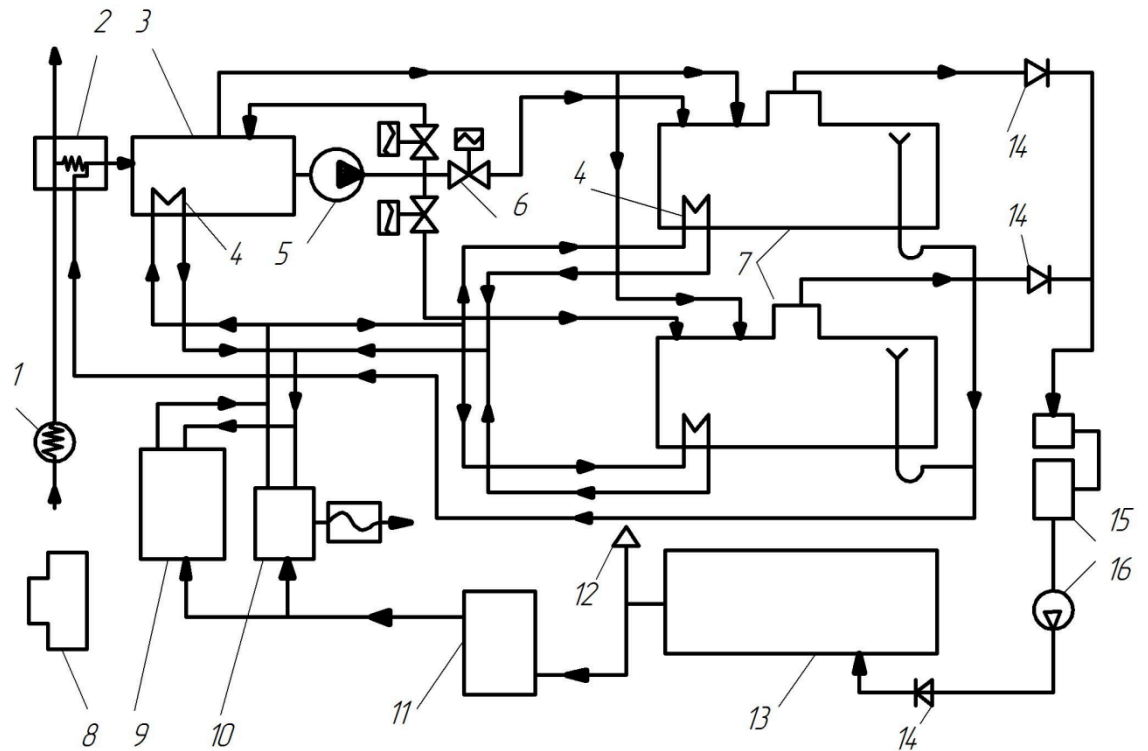


Рис. 1.5 Технологічна схема БЕУ: 1 – подрібнювач; 2 – теплообмінник-рекуператор; 3 – кислотний витримувач; 4 – теплообмінник; 5 – насос-дозатор; 7 – метановий витримувач; 8 – автоматична система управління; 9 – газовий казан; 10 – мотор-генератор; 11 – перетворювач тиску газу; 12 – свічка скидання надлишків біогазу; 13 – газгольдер; 14 – клапани; 15 – очищувач біогазу; 16 – компресор біогазу.

Технологічна схема біоенергетичної установки, представленої на рис. 1.5, складається з наступних основних блоків: блок підготовки – він включає: приймач початкової біомаси, обладнаний подрібнювачем 1 довговолокнистих включень; теплообмінник-рекуператор 2 «початкова біомаса – зброджене добриво»; насос завантаження і датчики рівня маси; блок бродіння – він включає: витримувач 3 (реактор першої стадії – кислотної і реактор 7 другій стадії - метанової); теплообмінники 4 нагріву і комплектації тепловтрат маси; насос-дозатор 5; енергоблок – він включає: казан газовий 9 і мотор-генератор 10

для отримання теплоти і електроенергії; компресор біогазу 16; очищувач біогазу 15; газгольдер 13, обладнаний перетворювачем тиску газу 11 і свічкою скидання надлишків біогазу 12; клапани 14 зворотних і для регулювання біогазу; датчики рівня, тиску і температури теплоносія, витратоміри і іншу вимірювальну і старанну апаратуру; автоматична система управління (АСУ) 8.

Коротка технічна характеристика установки (базова): робочий об'єм реактора – 125 м³; кількість реакторів – 2; пропускна спроможність по гною, що переробляється, вологістю 86.96 % - 30.50 м³/сут; ступінь розкладання органічної речовини – до 40 %; вихід біогазу (розрахунковий) – до 750 м³/доб; об'єм біогазу, використовуваного на покриття енергетичних потреб господарства, – не менше 250 м³/доб.

Розглянувши різні види біогазових установок, основною частиною яких є біогазовий (анаеробний) реактор, можна сказати, що анаеробний реактор (АР) дозволяє досягти високого ступеня зброджування органічної речовини при невеликому часі витримування. Це досягається за рахунок іммобілізації симбіозу мікроорганізмів, зокрема метаноутворюючих, на жорсткому носіїві, рівномірно розподілених за робочим обсягом реактора АР. Анаеробний реактор розглядаємо як закриту хемостатну систему, в якій винесення анаеробної мікрофлори не перевищує її наростання в реакторі АР.

Сучасні біоенергетичні установки складаються з наступних функціональних блоків:

- 1) блок підготовки і подачі сировини в біореактор;
- 2) біореактор (метантенк) з блоком підтримки постійної температури і іншими комплектуючими пристроями;
- 3) блок зберігання і використання біогазу;
- 4) блок вивантаження і транспортування збродженого шламу.

Біогазові установки можуть працювати в безперервному або квазібезперервному режимі, або у так званій проточній системі, за якої субстрат завантажують в реактор безперервно або через, короткі відрізки часу (наприклад, щодоби), видаляючи відповідний об'єм шламу.

Постійний об'єм субстрату розраховується відповідно до заданого гідравлічними розрахунками часу перебування маси в реакторі. Постійність подачі маси, концентрація сухої речовини і завантаження робочого простору, оптимальна температура бродіння і рівномірне перемішування маси дозволяють отримати максимальний вихід газу при безперервному процесі газоутворення.

Періодичний режим роботи біогазової установки характеризується перервним процесом, що протікає в двох однакових за розмірами і формою реакторах, так званій системі з перемінним використанням реакторів. У випадку щодобового завантаження свіжого субстрату, реактори, при утворенні певної кількості шламу, поперемінно заповнюються свіжим субстратом і, після закінчення заданого терміну бродіння, спорожняються, в них залишається тільки початкова порція шламу (рис. 1.6).

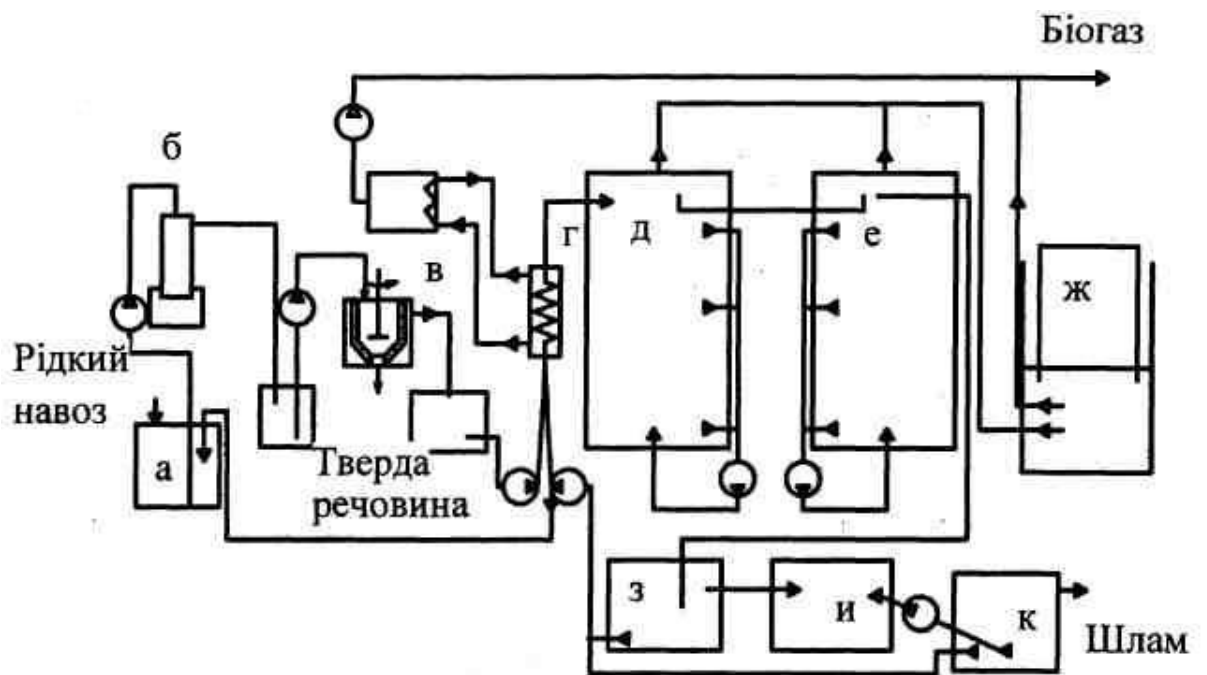


Рис. 1.6. Узагальнена схема отримання біогазу в проточній системі: а – збірник навозу; б – відстійник для піску; в – центрифуга; г – нагрівний агрегат і теплообмінник; д, е – реактори; ж – газгольдер; к – вторинне освітлення; и – аерація; з – первинне освітлення.

Оскільки при постійній кількості матеріалу, що подається в реактор, завантаження робочого простору під час процесу заповнення постійно знижуватиметься в порівнянні з оптимальним значенням, що відповідає

початковій кількості шламу, потенційна продуктивність цієї системи використовуватиметься не повністю. Крім того, якщо враховувати наявність порожнього об'єму реактора під час процесу заповнення, то ця система вимагає більшого робочого об'єму, ніж проточна.

Ще одна особливість даної системи полягає в тому, що її не можна використовувати без газового акумулятора (газгольдера) з постійним запасом газу, достатнім для заповнення об'єму реактора, що звільняється при вивантаженні шламу. Це потрібно для запобігання попаданню повітря в робочий простір реактора.

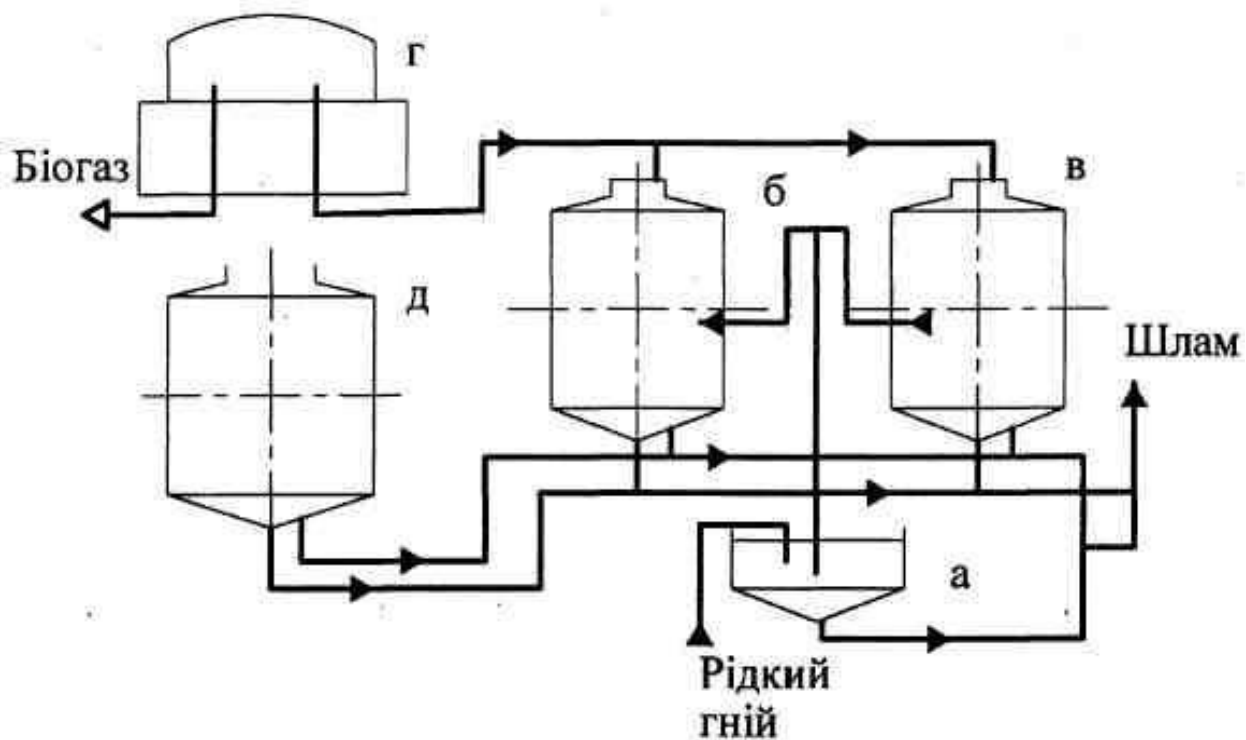


Рис. 1.7. Узагальнена схема отримання біогазу по системі з перемінним використанням реакторів: а – первинна ємність; б, в – реактори; г – газгольдер; д – силос. для добрив.

Система з накопиченням газу і шламу виконується тільки з одним рідинним реактором (рис. 1.7). Останній грає роль бродильної камери і накопичує шлам до моменту вивезення в поля. Реактор ніколи не спорожняють повністю; залишок шламу служить затравкою для нової порції субстрату. При безперервній подачі свіжого субстрату постійно знижується час, що відводиться

для бродіння. В результаті цього газовий потенціал маси, що накопичилася в реакторі, використовується не повністю.

Нижче наведені декілька схем біогазових установок для великих тваринницьких комплексів.

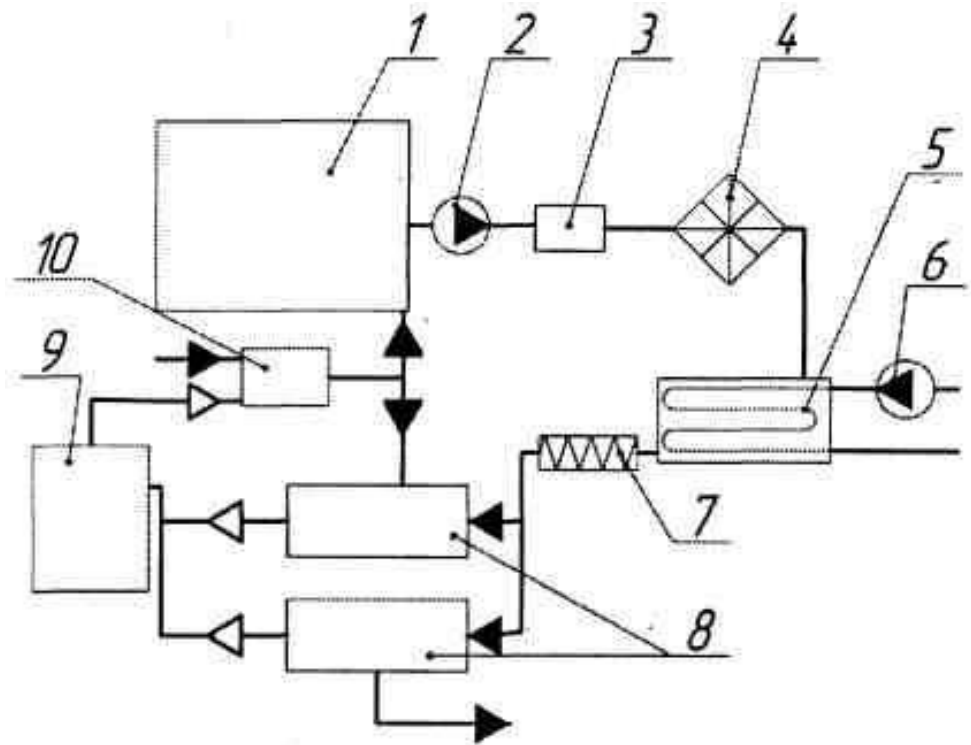


Рис. 1.8. Схема установки для отримання біогазу: 1 – зливний контейнер; 2 – насос для рідкого гною; 3 – колектор; 4 – подрібнювач; 5 – підігрівач-витримувач; 6 і 7 – фекальний і гвинтовий насоси; 8 – реактори; 9 – газгольдер; 10 – котел.

Основне призначення установок. У комплект устаткування для анаеробного зброджування гною розрахований для застосування на фермах і комплексах на 400 корів (або 4000 свиней), входять два реактори місткістю по 125 м³. Для комплексів на 600 і 800 голів число реакторів відповідно збільшується вдвічі.

Конструкцією установки передбачено двоступінчате метанове зброджування (рис. 1.8). Гній з ферми поступає на подрібнювач, де руйнуються довговолокнисті включення (солома, бадилля). Подрібнена маса подається в підігрівач-витримувач, у якому відбуваються її нагрівання до 40°C і гідроліз високомолекулярних сполук (вуглеводів, жирів, білкових речовин). З

підігрівача-витримувача підготовлена маса насосом дозатором періодично (4 рази на добу) подається в мікробіологічний реактор, де в процесі метанового бродіння утворюється біогаз. Зброджена маса є багатою на поживні речовини, органічне добриво, підготовлене для внесення до ґрунту.

Підтримка необхідної для процесу бродіння температури (40°C), компенсація теплових втрат в реакторах і витримувачі забезпечуються за допомогою теплообмінних нагрівальних пристроїв, через які прокачується гаряча (70°C) вода. Джерелом отримання тепла є біогаз, що спалюється в топці котла.

Певний резерв газу зберігається в газгольдері і при максимальній виробності установки 40% отримуваної у котлі теплої води може використовуватися для теплових потреб ферми.

Установка призначена для знезараження і утилізації відходів свинарських ферм на 3000 свиней та є складовою частиною ферми і представляє собою комплект технологічного устаткування для переробки відходів ферми методом анаеробної ферментації з отриманням органічних добрив і біогазу. Технологічний процес здійснюється в строго анаеробних умовах (без доступу кисню повітря) в двостадійному режимі при 40°C з природним відбором і циклом збродження 8 діб. В процесі ферментації початковий гній в установці розділяється на три складові: газоподібна фаза – біогаз, що містить 60 % метану, оксиду вуглецю і 2 – 5% інших газів; рідка фаза – стоки, що отримуються після розділення від збродженого гною і знезараженої рідини із вмістом сухої речовини 2 – 3% (наявність в стоках азоту, оксиду фосфору і калію дозволяє використовувати їх, як рідкі добрива); тверда фаза – зневоднений гній, що є висококонцентрованим знезараженим органічним добривом вологістю 65 – 70%.

З приміщень свиноферми гнойові стоки прямують у збірник гною, звідки насосом подаються в підігрівач. У підігрівачі, обладнаному мішалкою, субстрат підігрівається до 40°C і насосом подається до метантенку, звідки переливається у відстійник. З відстійника відферментована маса самоплином прямує у

автотранспорт для вивозу, а рідкі стоки після аеротенка – в каналізацію промислових стоків. Біогаз спалюється в печі.

Технологічна лінія установки по біоконверсії продуктів переробки свинячого гною, призначена для отримання високоякісного органічного добрива і біогазу (рис. 1.9). Особливістю технологічного процесу є його здійснення в строго анаеробних умовах (без доступу кисню повітря) в двохстадійному режимі роботи устаткування при 40 °С з природним відбором газу і циклом зброджування 9 діб. Установка працює на осадах первинних відстійників, активного мулу і вторинного відстійника після аеротенка, а також на рідкій фракції після дугового сита.

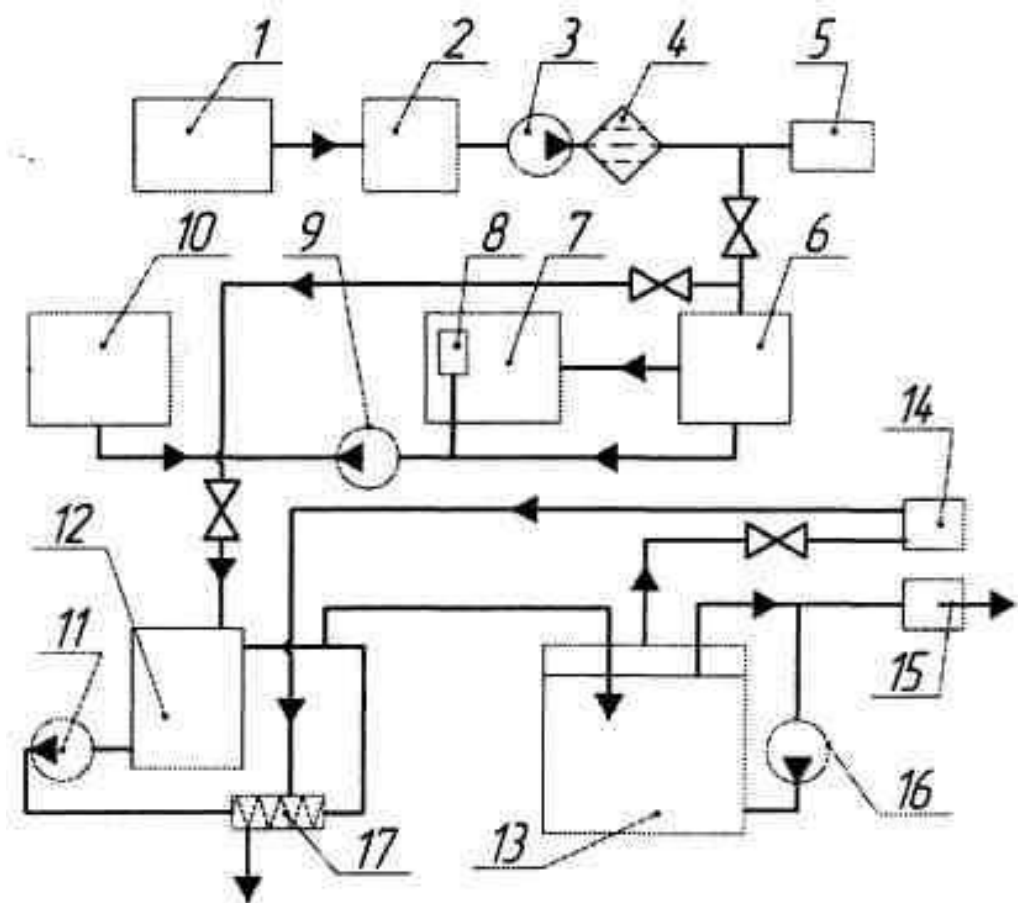


Рис. 1.9. Схема установки для отримання біогазу: 1 – тваринницьке приміщення; 2 – накопичувач; 3 і 11 – занурюваний і фекальний насоси; 4 – дугове сито; 5 – транспортний засіб; 6 і 10 – первинний і вторинний відстійники; 7 – аеротенк; 8 – струменевий аератор; 9 і 16 – насоси; 12 – підігрівач витримувач; 13 – метантенк; 14 – водогрійний котел; 15 – збірник; 17 – теплообмінник.

Гнойова маса самоплином поступає в накопичувач, в якому встановлений занурюваний фекальний насос, що подає стоки на дозуючий пристрій, розрахований на подачу, рівну продуктивності дугового сита. Останнє розділяє стоки на тверду і рідку фракції. Тверда фракція під дією гравітаційних сил поступає в транспортний візок, днище якого виконане перфорованим. У транспортному візку маса зневоднюється до вологості 80 – 81 %, після чого 5 – 8 разів протягом доби вивозиться на майданчики біотермічної обробки. Рідка фракція після дугового сита поступає в первинний відстійник, де відбувається осадження великих частинок, внаслідок чого стоки дещо освітлюються. Після відстійника освітлені стоки поступають в аеротенк місткістю 200 м³, обладнаний аератором з занурюваним насосом, який інтенсивно насичує освітлені стоки киснем.

Після аеротенків стоки поступають у вторинний відстійник, в якому відбувається відділення активного мулу. Надлишковий і активний мул після первинного і вторинного відстійників закачуються в підігрівач-витримувач, де інтенсивно перемішуються і нагріваються до 40°C. Після витримувача підготовлений субстрат 2 рази на добу по 10 м³ подається в реактор, в якому відбувається процес зброджування

Перемішування в реакторі здійснюється фекальним насосом. Отриманий в результаті зброджування субстрату біогаз завдяки створенню надмірного тиску подається у водогрійний котел, де спалюється разом з пічним паливом. Частина гарячої води поступає в теплообмінник, а частина – на опалювання приміщень. Зброджена маса 2 – 3 рази на добу вивозиться на поля зрошування під сільськогосподарські культури.

Відома біогазова установка, яка складається з двох реакторів місткістю по 75 м³. Гнойові стоки з п'яти свинарників ферми збираються в ємність для свіжого гною, а потім насосом подаються в ємність попереднього підігріву. Після підігріву (або без нього) гнойові стоки перекачуються насосом в реактори, де в анаеробних умовах при постійній температурі (54°C)

відбувається метанове бродіння. Біогаз збирається у верхній частині реактора і газгольдері, а потім по трубах відводиться в спеціально обладнаний котел, в якому спалюється за допомогою інжекційних пальників низького тиску. Отримана гаряча вода з бойлера насосом подається по трубах, розташованих усередині реактора у вигляді змійовика, для підтримки стабільної температури в реакторі. Передбачена подача гарячої води по теплотрасі для обігріву свинарників.

Зброджений гній витісняється з реактора в ємності для зброженої маси і транспортним засобом вивозиться для добрива полів. Для зменшення теплових втрат реактор, система подачі гною, а також ємність попереднього нагріву ізолюються. Теплові втрати компенсуються автоматично — включенням насоса і подачею гарячої води в реактор, в якому підтримується температура $(54 \pm 2) ^\circ\text{C}$.

Цех по переробці рідкого свинячого гною (рис. 1.10) призначений для попередньої обробки гною, що поступає з ферми, з подальшою передачею рідкій фракції на очисні споруди для доочистки з фекальними стоками.

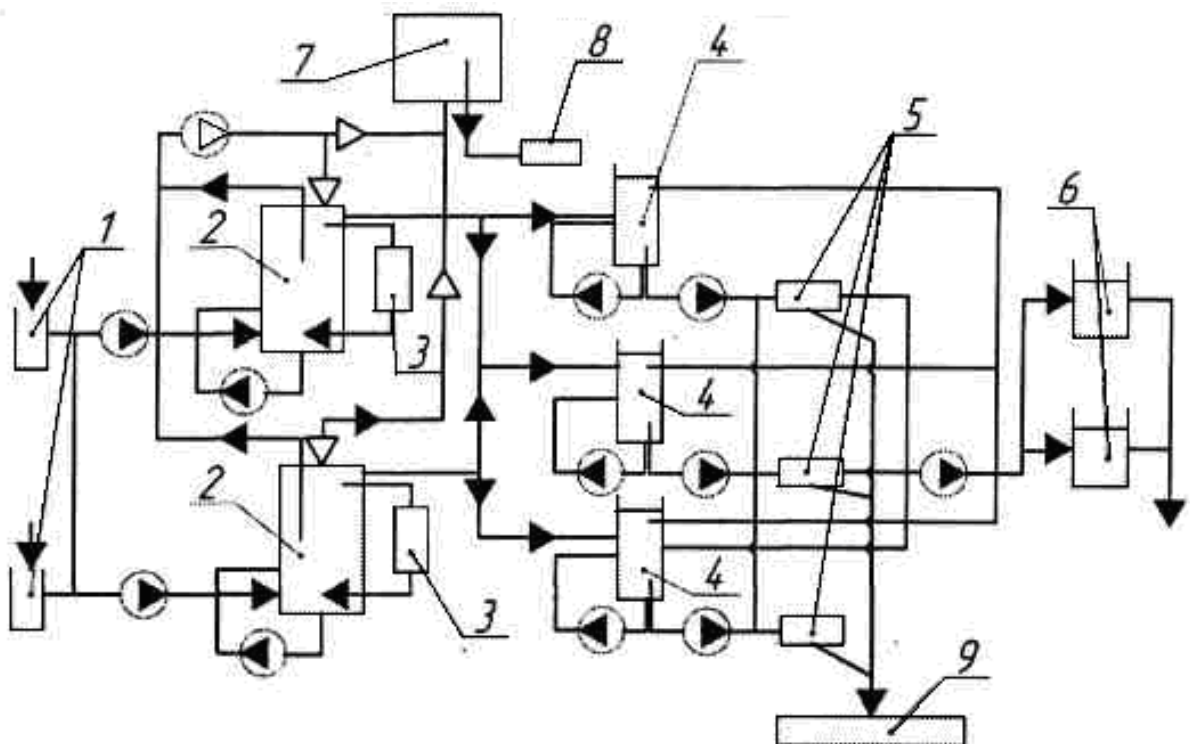


Рис. 1.10. Схема переробки рідкого гною: 1 – приймальний резервуар; 2 – метантенк; 3 – котел-теплообмінник; 4 – освітлювач; 5 – центрифуга; 6 – сховища фугату; 7 – газгольдер; 8 – котельня; 9 – цех компостування

Рідкий гній вологістю 94 – 95% піддається метановому зброджуванню в двох паралельних метантенках місткістю по 3260 м³. Зброджування відбувається при 38°C протягом 16 діб під надмірним тиском (4000 Па) біогазу, що виділяється. Температура в метантенках підтримується за допомогою контурів обігріву від спеціальних котлів-теплообмінників, в яких зріджується біогаз. Теплова потужність контурів обігріву – 1 Гкал/год, тривалість обігріву – 10 – 14 год в добу.

Перемішування в метантенках проводиться газом. Передбачені також контури гідравлічного перемішування. Біогаз, що виділяється, в кількості 6210 м³/добу спалюється в котлах теплообмінниках для технологічних потреб. Надлишки газу прямують в центральну котельню свиноферми.

Зброджений гній поступає до освітлювача (робочий об'єм – 400 м³). Після відстоювання (протягом 10 – 20 год) освітлена рідина прямує в сховище фугату. Відстій піддається центрифугуванню, після чого фугат прямує в сховища, тверда фракція – в цех компостування. Зброджений гній, минаючи освітлювач, подається в сховище фугату, звідки транспортується на компостні майданчики або використовується для прямого внесення як органічне добриво.

При необхідності зброджений гній подається на вібродугові сита, де відбувається його розділення на фракції: тверда фракція поступає в цех компостування, а фугат – в сховища. Фугат передбачається подавати на поля зрошування

Установка, представлена на рис. 1.11, має метантенк місткістю 120 м³ і призначена для переробки гною свиноферми на 800– 1000 свиней, а також відходів ферм великої рогатої худоби, птахферм та ін.

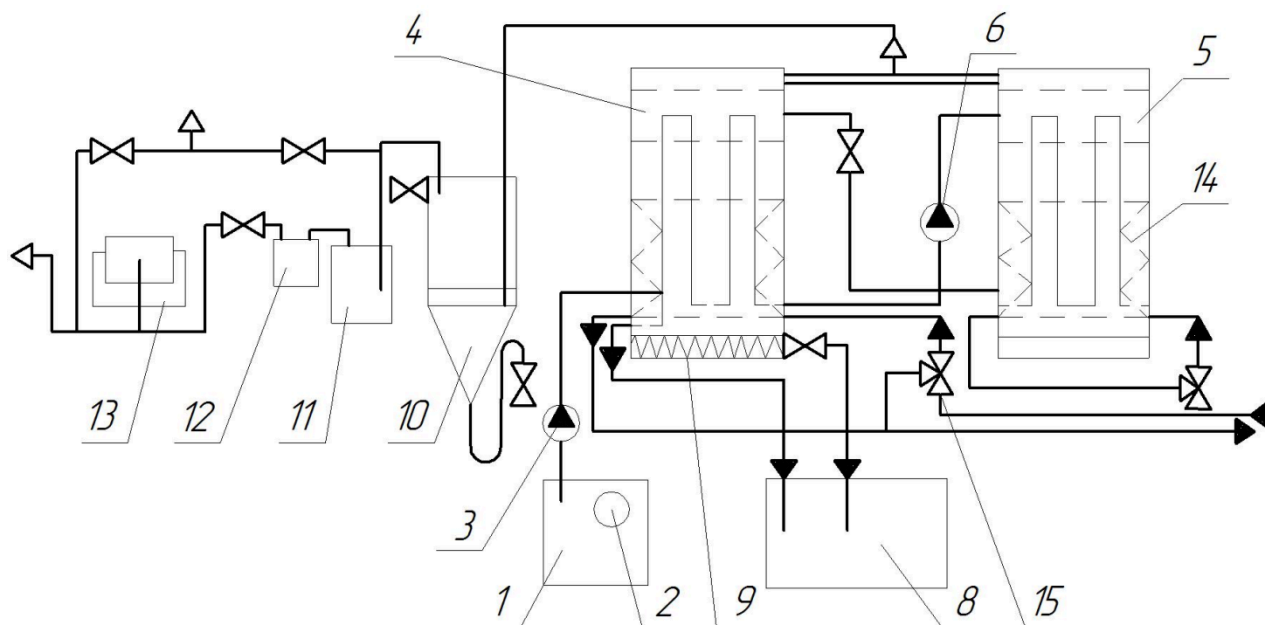


Рис. 1.11. Схема виробництва біогазу: 1 – навозозбірник; 2 – занурюваний насос гомогенізації; 3 – ексцентриковий насос; 4 і 5 – перша і друга стадії виробництва біогазу; 6 – насос; 7 – система теплового відтворення; 8 – резервуар для зберігання; 9 – насос для відведення твердих компонентів; 10 – піновловлювач; 11 – гравійний фільтр; 12 – об'ємний газометр; 13 – резервуар для зберігання газу; 14 – теплообмінник; 15 – електронний регулятор.

Призначення і компонування апарату метанового бродіння і реактора аналогічні розглянутим вище (рис. 1.11 та рис. 1.12) за винятком конструктивних елементів (різні системи перемішування і ін.). В результаті роботи установки з гною від 1000 свиней можна отримати близько 300 м³ біогазу на добу (1 м³ біогазу відповідає 0,74 л дизельного палива). Біогаз використовують для опалювання ферми і житлових будинків, а знешкоджений стік після метанового зброджування – в якості добрива.

Слід зазначити, що конструктивні особливості установок метанового зброджування гною, а також їх техніко-економічні показники залежать, в першу чергу, від їх основного призначення і фізико-механічних властивостей матеріалу, що переробляється. Установки метанового зброджування гною призначаються, в основному, для отримання високоякісних органічних добрив, вироблення додаткової енергії (виробництво біогазу), охорони навколишнього

середовища (усунення запаху і зменшення забруднення води). Так, якщо основною метою застосування установки є отримання високоякісних органічних добрив, то конструкція такої установки зазвичай не забезпечує максимально можливого виходу біогазу і, навпаки, якщо установка створена з метою отримання максимально можливої кількості біогазу, то, як правило, маса (шлам), що повністю збродила, не представляє особливої цінності як органічне добриво. І у першому, і в другому випадку одночасно з основною метою вирішується і питання зменшення забруднення навколишнього середовища. Практика показує, що у ряді випадків знайшли застосування і установки, основне призначення яких — зменшення забруднення навколишнього середовища.

Висновки

Багато уваги приділяється питанням, пов'язаним із впливом гідродинаміки на рідину та очисткою стічних вод від органічних домішок. Разом з тим, при анаеробному очищенні одержують такий важливий енергоносіє як біогаз. Тому в даному дослідженні увага зосереджена на впливі гідродинаміки в біореакторі з рухомим носієм біоплівки на процес одержання біогазу. Також в даній роботі проведено детальний огляд літературних джерел на вказану тему та докладно досліджено схему очистки стічних вод на виробництві, розглянуто методи вдосконалення роботи очищення та впровадження можливості автоматизації.

2. ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНІ ДОСЛІДЖЕННЯ

Біологічна очистка стічних вод від засмічень органічного походження являється найбільш ефективним та екологічно виправданим способом очистки. Технологічні установки мікробіологічної утилізації органічних відходів дозволяють в якості кінцевого продукту отримувати біогаз з великим вмістом метану. Таким чином суттєво зменшуються засмічення навколишнього середовища відходами житлово-комунального сектора, сільського господарства, харчової промисловості, фармацевтичної та хімічної промисловості.

На сьогоднішній день розроблена велика кількість конструкцій біореакторів для очистки стічних вод. Найбільш перспективними, на наш погляд, являються конструкції, в яких мікроорганізми у вигляді біоплівки закріплені на носіях. З усіх конструкцій реакторів з прикріпленою біоплівкою найбільш високопродуктивним є реактор з псевдозрідженим шаром носія біоплівки.

Псевдозрідження процес, при якому малі тверді частинки носія приводяться в стан, який схожий на рідкий, в наслідок проходження через них псевдозріджуючого агента – рідини або газу. В системах анаеробної очистки застосовується зрідження потоком рідини, яка обробляється. Висхідний потік біогазу, який утворюється, вносить додатковий ефект в процес псевдозрідження. При цьому значно збільшується площа контакту між активною біомасою та субстратом.

На рис. 2.1 представлені схеми біореакторів з рухомим шаром носія з біоплівкою.

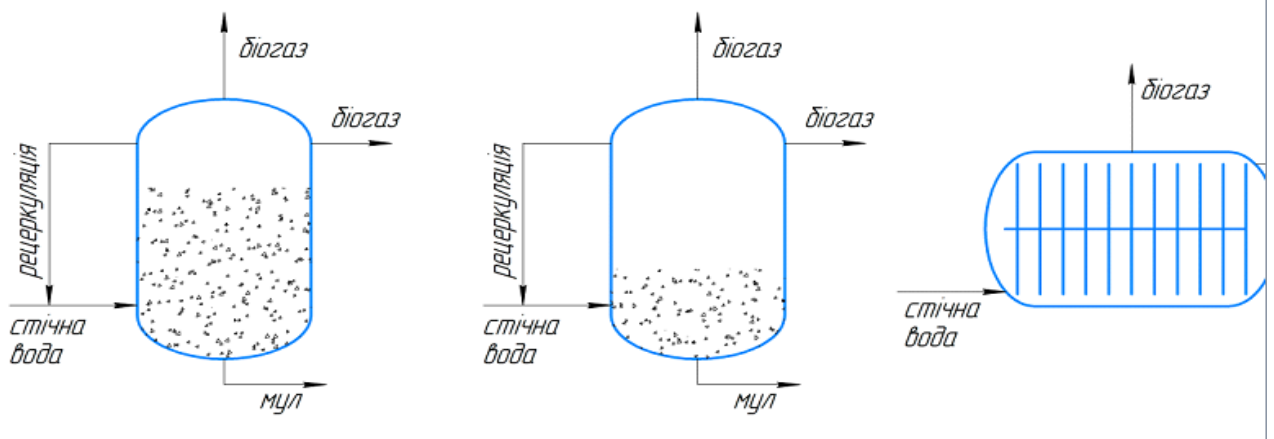


Рис. 2.1 а – біореактор з псевдо зрідженим шаром; б – біореактор з розширеним шаром; в – біореактор з дисками, які обертаються.

В біореакторах з псевдозрідженим і розширеним шаром для підтримки носія в рухомому стані необхідна велика швидкість рециркуляції. Крім того робота цих типів біореакторів може ускладнюватися гідравлічними проблемами, більш того, біогаз, який утворюється в анаеробному процесі, здатен заважати розділенню носія в верхній частині біореактора.

Всіх цих недоліків можна уникнути, якщо для очистки стічної води використати біореактор з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки. Схема такого біореактора показана на рис. 2.2. Біореактор обладнаний сорочкою з поперечними перегородками, які утворюють канали, та перемішуючим пристроєм. Стічна вода періодично загрузається в біореактор з одночасним відводом продуктів розкладу. Біогаз, який утворюється, відводиться через штуцер в кришці біореактора. Біореактор охолоджується водою, яка подається в канали сорочки.

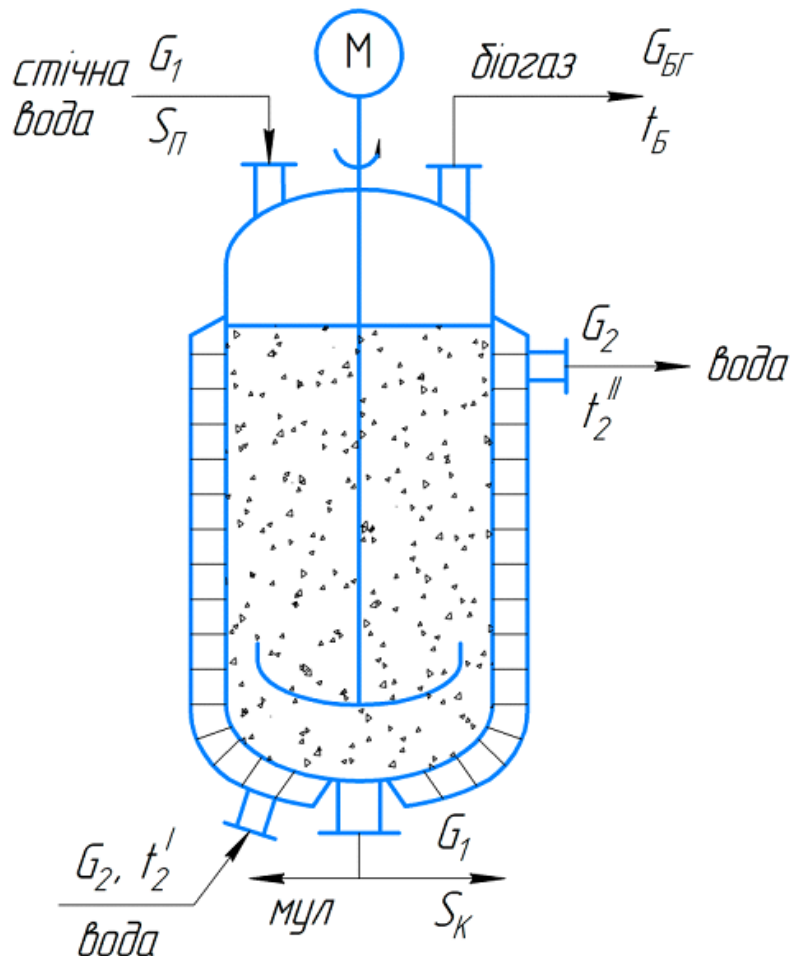


Рис.2.2 Схема біореактора з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки.

Процес виділення біогазу в біореакторі з інертним носієм біомаси досліджувався на лабораторній установці, схема якої представлена на рис. 2.3.

Установка складається з біореактора 1, який обладнаний якірною мішалкою та має сорочку зі спіральними каналами, в які подається теплоносіє. Гарячий теплоносіє (гаряча вода) подається в сорочку з термостата 2, а в якості холодного теплоносія використовується водопровідна вода. Для визначення об'єму біогазу, який виділяється, використовуються дві протаровані ємності 3 і 4, одна з яких заповнена водою.

Установка працює наступним чином. В біореактор 1 загрузається активоване вугілля, на яке нанесено біомасу – шар активного мулу. Потім в

біореактор заливається стічна вода і відбувається продувка азотом для створення анаеробних умов. Після продувки вмикається перемішуючий пристрій і в сорочку біореактора з термостата 2 подається гарячий теплоносій для нагрівання стічної води. Після досягнення в біореакторі температури 37 °С термостат вимикається, і в сорочку подається холодний теплоносій. Біогаз, який виділяється в ході процесу, поступає в ємність 3 і витісняє воду в ємність 4. За об'ємом витісненої води визначається об'єм біогазу.

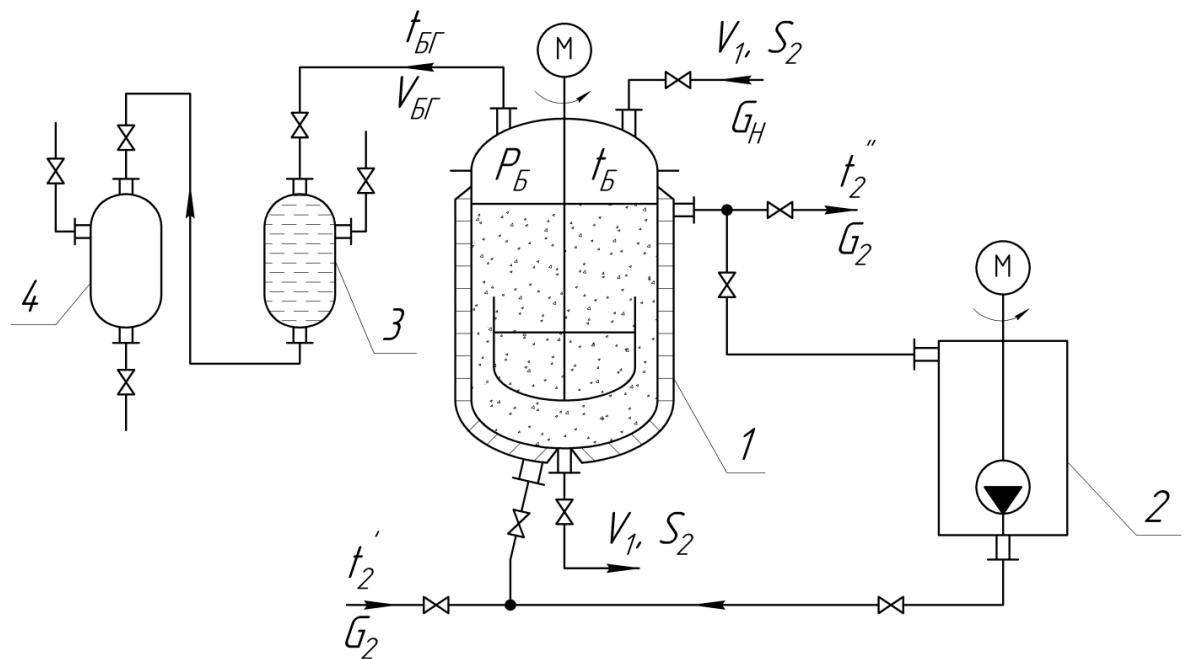


Рис. 2.3 Схема лабораторної установки для дослідження процесу виділення біогазу в біореакторі з інертним носієм: 1 – біореактор; 2 – термостат; 3, 4 – ємності

Схема біореактора показана на рис. 2.3 Біореактор обладнаний сорочкою з поперечними перегородками, які утворюють канали, та перемішуючим пристроєм. Стічна вода періодично загрузається в біореактор з одночасним відводом продуктів розкладу. Біогаз, який утворюється, відводиться через штуцер в кришці біореактора. Біореактор охолоджується водою, яка подається в канали сорочки.

Перед початком дослідів фіксувались значення величин, які не змінюються при проведенні анаеробного процесу, це:

- об'єм стічної води $V_1=0,025\text{м}^3$;
- початкова концентрація органічних домішок (субстрату) в стічній воді:

$$S_1 = 40\text{кгХСК/м}^3$$

- маса інертного носія (активованого вугілля АГ-3) $G_H=10\text{ кг}$;
- концентрація активного мулу в біоплівці $X_M=30\text{кгХСК/м}^3$;
- товщина біоплівки $\delta_{\text{бп}}=2\cdot 10^{-3}\text{ м}$;
- діаметр явірної мішалки $d_M=0,45\text{ м}$.

При проведенні дослідів вимірювались наступні величини:

- температура в біореакторі $t_B=37\text{ }^\circ\text{C}$;
- температура біогазу $t_{\text{БГ}}=37\text{ }^\circ\text{C}$;
- тиск в біореакторі $P_B=0,1-0,105\text{ МПа}$;
- об'єм зібраного біогазу: $V_{\text{БГ}}=0,31-0,58\text{ м}^3/\text{добу}$;
- температура холодного теплоносія на вході в сорочку біореактора

$$t_2' = 20^\circ\text{C} ;$$

- температура холодного теплоносія на виході з сорочки біореактора

$$t_2'' = 25 - 30,^\circ\text{C} ;$$

- кінцева концентрація органічних домішок (субстрату) в стічній воді:

$$S_1 = 0,1 - 20\text{кгХСК/м}^3$$

число обертів явірної мішалки $n=0,25-2, \text{с}^{-1}$.

2.1 Результати досліджень процесу одержання біогазу в біореакторі з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки

2.1.1 З'ясуємо кількість утвореного метану та питому швидкість виділеного субстрату

Теоретична кількість утвореного метану [18]:

$$V_{CH_4}^T = V_1(S_1 - S_2) \cdot 0,38, \quad (2.1)$$

де $0,38 \text{ м}^3\text{CH}_4/\text{кгХКС}$ – коефіцієнт перерахунку між ХКС та метаном при 25°C .

Кількість метану, який виділяється в біореакторі, при проведенні експериментальних досліджень:

$$V_{\text{бН}_4} = X_{CH_4} V, \quad (2.2)$$

де X_{CH_4} – об’ємний вміст метану в біогазі.

Питома швидкість виділення субстрату (органічних домішок):

$$r_{X_1M} = \frac{V_{CH_4}}{f_{\text{НН}} x_M \delta \cdot 0,38}, \quad (2.3)$$

де $f_{\text{Н}}$ – площа поверхні інертних носіїв, м^2

$$f_{\text{Н}} = \frac{6G_{\text{Н}}}{d_{\text{Н}} \rho_{\text{Н}}}, \quad (2.4)$$

де $\rho_{\text{Н}} = 1450 \text{ кг/м}^3$ – густина активованого вугілля.

2.1.2 Дослідимо вплив гідравлічного руху течії (критерій Рейнольдса) на утворення метану

Значення критерія Рейнольдса [19]:

$$\text{Re}_{\text{ц}} = \frac{n d_M^2 \rho_C}{\mu_C}, \quad (2.5)$$

де ρ_c – густина суміші в біореакторі; μ_c – коефіцієнт динамічної в'язкості суміші в біореакторі:

$$\rho_c = \rho_H \varepsilon + \rho_1 (1 - \varepsilon), \quad (2.6)$$

$$\mu_c = \mu_1 (1 + 4,5\varepsilon), \quad (2.7)$$

де ρ_1 , μ_1 – відповідно густина та коефіцієнт динамічної в'язкості стічної води; ε – об'ємна доля інертних носіїв в суміші:

$$\varepsilon = \frac{\frac{G_H}{\rho_H}}{\frac{G_H}{\rho_H} + V_1}. \quad (2.8)$$

Результати експерименту представлені в табл. 2.1 та на рис. 2.3 та 2.4:

Таблиця 2.1 Результати досліджень

№ експерименту	n , с ⁻¹	S_2 , кгХСК/м ³	$V_{CH_4}^T \frac{M}{\partial \partial \partial}$	$V_{CH_4} \frac{M}{\partial \partial \partial}$	$r_{x,M} \frac{K}{M^3 \cdot c}$	Re_{Π}
1	0,25	20	0,19	0,2 2	0,839	40· 10 ³
2	0,5	18	0,209	0,2 4	0,915	80· 10 ³
3	0,75	14	0,247	0,2 65	1,01	120· 10 ³
4	1,0	9	0,295	0,3 34	1,274	160· 10 ³
5	1,25	5	0,333	0,3 52	1,342	200· 10 ³
6	1,5	2	0,361	0,3 93	1,499	240· 10 ³
7	1,75	1	0,371	0,4 01	1,504	280· 10 ³
8	2,0	0,1	0,379	0,4 09	1,56	320· 10 ³

При проведенні анаеробного процесу в біореакторі виділяється значна кількість тепла ($16,8 \cdot 10^3$ кДж/(кгсух.реч)). При мезофільному процесі температура в біореакторі повинна підтримуватись в межах 35–40 °С. Тому, відведення тепла в процесі одержання біогазу має дуже велике значення.

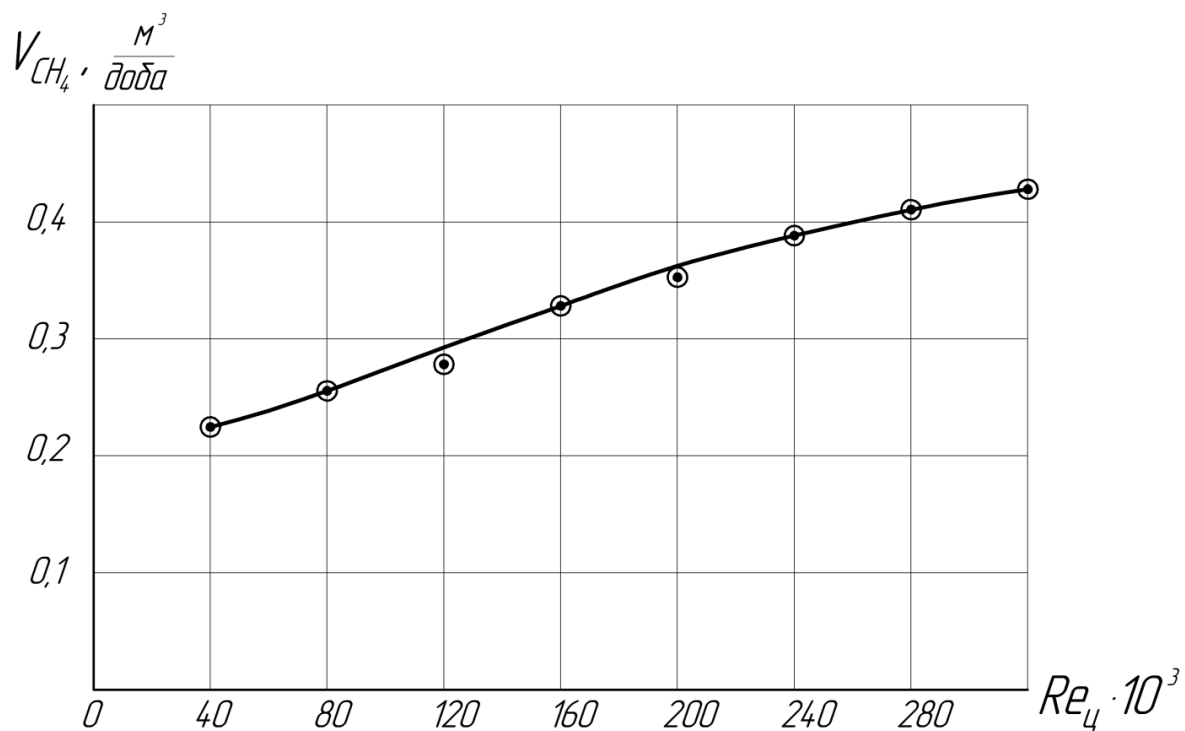


Рис. 2.4 Залежність кількості утвореного метану від критерія Рейнольдса

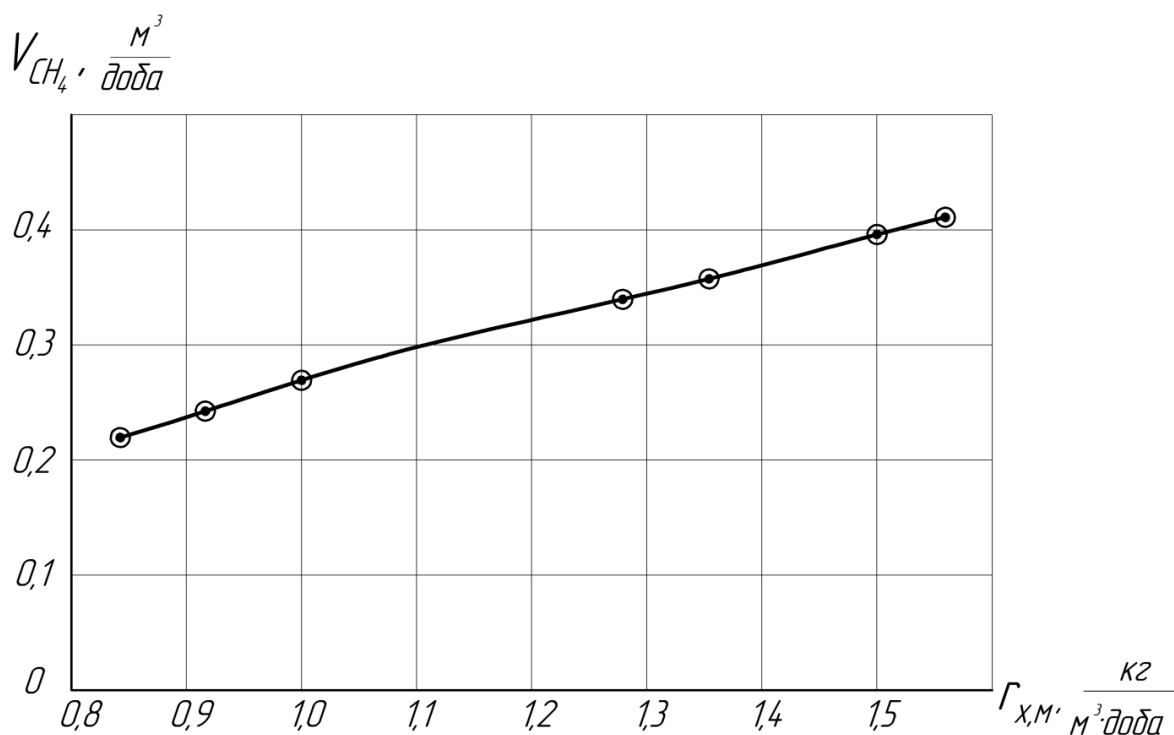


Рис. 2.5 Залежність кількості утвореного метану від швидкості виділення субстрату

Для забезпечення достовірності отриманих експериментальних досліджень

проведемо чисельні розрахунки біореактора з рухомим носієм біоплівки. Використаємо рівняння, які описують процес отримання біогазу, гідродинаміки та теплообмін в біореакторі.

При проведенні анаеробного процесу в такому біореакторі, великий вплив на кількість одержаного біогазу має гідродинаміка, яка, в свою чергу, обумовлена типом перемішуючого пристрою та числом його обертів.

2.1.3 Вплив числа обертів перемішуючого пристрою на процес утримання біоплівки на інертних носіях та її відрив

Розглянемо найбільш суттєві аспекти для роботи перемішуючого пристрою у біореакторі з інертним носієм біомаси (рис. 5). Перемішуючий пристрій створює сприятливі умови для виділення тепла в усьому об'ємі біореактора.

Як відомо, об'єм біореактора складається з об'єму стічної води, яка знаходиться в біореакторі, об'єму інертних носіїв біомаси та вільного об'єму, який враховується коефіцієнтом заповнення біореактора [18]:

$$V = \frac{V_1 + V_H}{\phi}, \quad (2.9)$$

де V_1 – об'єм стічної води в біореакторі, м³/доба, ϕ – коефіцієнт заповнення біореактора, V_H – об'єм інертних носіїв, [м³].

Враховуючи, що об'єм інертних носіїв [20]:

$$V_H = \frac{\pi d_H^3}{6} n_H = \frac{\pi d_H^3}{6} \frac{f_H}{\pi d_H^2} = \frac{f_H d_H}{6}, \quad (2.10)$$

де n_H – кількість інертних носіїв.

Тоді:

$$n_H = \frac{f_{БП}}{\pi \left[d_H^2 + (d_H + 2\delta_{БП})^2 \right]}, \quad (2.11)$$

де $f_{\text{БП}}$ – площу поверхні біоплівки, м^2 $d_{\text{Н}}$ – діаметр інертного носія біоплівки (активоване вугілля АГ-3)=0,0036 м; $\delta_{\text{БП}}$ – товщина біоплівки на інертних носіях =0,002м.

Враховуючи, що:

$$f_{\text{БП}} = \frac{V_1(S_1 - S_2)}{r_x x_{\text{М}} \delta_{\text{БП}}}, \quad (2.12)$$

де V_1 – об'єм стічної води в біореакторі =6 $\text{м}^3/\text{доба}$; S_1 – початкова концентрація органічних домішок (субстрату) в стічній воді =40 $\text{кг ХСК}/\text{м}^3$; S_2 –кінцева концентрація органічних домішок в стічній воді =1 $\text{кг ХСК}/\text{м}^3$; r_x –питома швидкість виділення субстрату =1.5 $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{доба})$; $x_{\text{М}}$ –концентрація активного мулу в біоплівці =30 $\text{кг ХСК}/\text{м}^3$; $\delta_{\text{БП}}$ – товщина біоплівки на інертних носіях =0,002 м.

Об'єм біоплівки, яка знаходиться на інертних носіях визначимо наступним чином [18]:

$$V_{\text{БП}} = \frac{\pi}{6} \left[(d_{\text{Н}} + 2\delta_{\text{БП}})^3 - d_{\text{Н}}^3 \right] \cdot n_{\text{Н}}. \quad (2.13)$$

Для інтенсифікації процесу теплообміну сорочку біореактора розділяють поперечними перегородками на спіральні канали.

Як відомо, маса біоплівки, яка знаходиться на інертних носіях:

$$G_{\text{БП}} = V_{\text{БП}} \rho_{\text{БП}}. \quad (2.14)$$

Тоді, маса інертних носіїв:

$$G_{\text{Н}} = V_{\text{Н}} \rho_{\text{Н}}. \quad (2.15)$$

Знайдемо об'єм виділеного метану [21]:

$$V_{\text{CH}_4} = V_1(S_1 - S_2) \cdot 0.38, \quad (2.16)$$

де $0,38 \text{ м}^3 \text{CH}_4/\text{кг ХСК}$ – коефіцієнт перерахунку при 25 °С та об'єм виділеного біогазу:

$$V_{BG} = \frac{V_{CH_4}}{X_{CH_4}}. \quad (2.17)$$

Тоді, маса виділеного біогазу [2]:

$$G_{BG} = V_{BG} \rho_{BG}, \quad (2.18)$$

де ρ_{BG} – густина біогазу:

$$\rho_{BG} = \left[X_{CH_4} \rho_{CH_4}^0 + (1 - X_{CH_4}) \rho_{CO_2}^0 \right] \frac{273}{273 + t_{BG}}, \quad (2.19)$$

де $t_{BG} = 25 \text{ } ^\circ\text{C}$ – середня температура біогазу; $\rho_{CH_4}^0 = 0,72 \text{ кг/м}^3$,
 $\rho_{CO_2}^0 = 1,98 \text{ кг/м}^3$ – густина відповідно метану та двоокису вуглецю при $0 \text{ } ^\circ\text{C}$ [22].

Процес утворення біогазу відбувається при постійному перемішуванні суспензії в біореакторі, яка утворюється стічною водою та інертними носіями з біоплівкою. Визначальним фактором є число обертів перемішуючого пристрою. Враховуючи рівняння об'ємної концентрації дисперсної фази в біореакторі, густину дисперсної фази та коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії, знайдемо критерій Архімеда [4]:

$$Ar = \frac{g(d_n + 2\delta_{BP})^3}{\nu_1^2} \cdot \frac{\rho_d - \rho_1}{\rho_1}, \quad (2.20)$$

де $\nu_1 = 0,705 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ – коефіцієнт кінематичної в'язкості води при температурі $t_b = 37 \text{ } ^\circ\text{C}$ [3].

Для визначення умови утворення суспензії в біореакторі з рамною мішалкою скористаємось рівнянням (17) [20]:

$$\frac{n_o d_M \rho_C}{\mu_C} = 4,9 Ar \left(\frac{d_n + 2\delta_{BP}}{d_M} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{D}{d_M} \right)^0. \quad (2.21)$$

Тоді, число обертів перемішуючого пристрою:

$$n_o = 4,9 Ar \left(\frac{d_n + 2\delta_{BP}}{d_M} \right)^{0,5} \cdot \frac{\mu_C}{d_M \rho_C}, \quad (2.22)$$

де d_M – діаметр рамної мішалки.

Як правило, у біореакторах з інертним носієм біоплівки використовують рамні, якірні, пропелерні та турбінні мішалки.

На рис. 2.6 аналізується найбільший приріст кількості метану, який досягається при значенні $Re_{ц}=160 \cdot 10^3$.

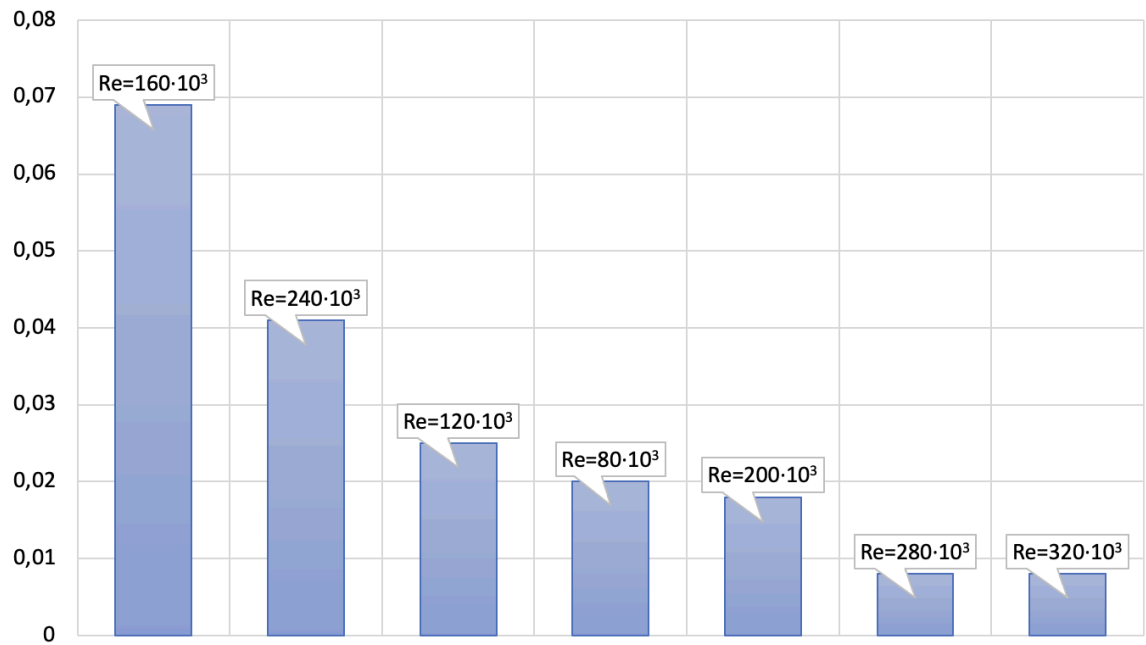


Рис. 2.6 Приріст кількості метану, який досягається при значенні $Re_{ц}=160 \cdot 10^3$.

На діаграмі відображено приріст кількості метану для різних значень критерію Рейнольдса від об'єму виділеного метану.

Матеріальний баланс

Маса біоплівки, яка знаходиться на інертних носіях:

$$G_{\text{БП}} = V_{\text{БП}} \rho_{\text{БП}}$$

$$G_{\text{БП}} = 2,404 \cdot 2000 = 4808 \text{ кг (сух. реч.)}$$

Маса інертних носіїв:

$$G_{\text{Н}} = V_{\text{Н}} \rho_{\text{Н}}$$

$$G_{\text{Н}} = 0,286 \cdot 1450 = 414,7 \text{ кг}$$

Об'єм виділеного метану [1]

$$V_{CH_4} = V_1(S_1 - S_2) \cdot 0.38$$

$$V_{CH_4} = 6(40 - 1) \cdot 0.38 = 88.92 \frac{м^3}{доба},$$

де $0,38 м^3 CH_4 / кг ХСК$ – коефіцієнт перерахунку при $25^\circ C$.

Об'єм виділеного біогазу:

$$V_{БГ} = \frac{V_{CH_4}}{X_{CH_4}}$$

$$V_{БГ} = \frac{88.92}{0.7} = 127 \frac{м^3}{доба}$$

Маса виділеного біогазу:

$$G_{БГ} = V_{БГ} \rho_{БГ}$$

$$G_{БГ} = 127 \cdot 1,006 = 127,762 \frac{кг}{доба},$$

де $\rho_{БГ}$ – густина біогазу [2]

$$\rho_{БГ} = \left[X_{CH_4} \rho_{CH_4}^0 + (1 - X_{CH_4}) \rho_{CO_2}^0 \right] \frac{273}{273 + t_{БГ}}$$

$$\rho_{БГ} = [0.7 \cdot 0.72 + (1 - 0.7) \cdot 1.98] \frac{273}{273 + 25} = 1.006 \frac{кг}{м^3},$$

де $t_{БГ} = 25^\circ C$ - середня температура біогазу;

де $\rho_{CH_4}^0 = 0,72 \frac{кг}{м^3}$, $\rho_{CO_2}^0 = 1,98 \frac{кг}{м^3}$ – густина відповідно метану та

двоокису вуглецю при $0^\circ C$ [3].

Гідродинамічний розрахунок

Процес утворення біогазу відбувається при постійному перемішуванні суспензії в біореакторі, яка утворюється стічною водою та інертними носіями з біоплівкою. Визначимо число обертів перемішуючого пристрою.

Об'ємна концентрація дисперсної фази в біореакторі:

$$\epsilon = \frac{V_H + V_{БП}}{V_P}$$

$$\epsilon = \frac{0.286+2.404}{8.69} = 0.31$$

Густина дисперсної фази:

$$\rho_D = \frac{G_H + G_{BP}}{V_H + V_{BP}}$$

$$\rho_D = \frac{414,7+4808}{0,286+2,404} = 1948 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$$

Густина суспензії [4]

$$\rho_c = \rho_D \cdot \epsilon + \rho_1 (1 - \epsilon)$$

$$\rho_c = 1942 \cdot 0,31 + 993,2 (1 - 0,31) = 1287,3 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3},$$

де $\rho_1 = 993,2 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$ – густина води при температурі $t_B = 37^\circ\text{C}$ [3]

Коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії [4]

$$\mu_c = \mu_1 (1 + 4,5\epsilon)$$

$$\mu_c = 0,701 \cdot 10^{-3} (1 + 4,5 \cdot 0,31) = 1,679 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с},$$

де $\mu_1 = 0,701 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ – коефіцієнт динамічної в'язкості води при температурі $t_B = 37^\circ\text{C}$ [3]

Розрахуємо критерій Архімеда [4]:

$$Ar = \frac{g(d_H + 2\delta_{BP})^3}{v_1^2} \cdot \frac{\rho_D - \rho_1}{\rho_1}$$

$$Ar = \frac{9,81 \cdot (0,0036 + 2 \cdot 0,002)^3}{(0,705 \cdot 10^{-6})^2} \cdot \frac{1942 - 993,2}{993,2} = 8,277 \cdot 10^{-6},$$

де $v_1 = 0,705 \cdot 10^{-6} \frac{\text{м}^2}{\text{с}}$ – коефіцієнт кінематичної в'язкості води при температурі $t_B = 37^\circ\text{C}$ [3].

Умова утворення суспензії в біореакторі з рамною мішалкою [4]:

$$\frac{n_0 d_M \rho_c}{\mu_c} = 4,9 Ar \left(\frac{d_H + 2\delta_{БП}}{d_M} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{D}{d_M} \right)^0$$

Звідки визначаємо число обертів перемішуючого пристрою:

$$n_0 = 4,9 Ar \left(\frac{d_H + 2\delta_{БП}}{d_M} \right)^{0,5} \cdot \frac{\mu_c}{d_M \rho_c}$$

$$n_0 = 4,9 \cdot 8,277 \cdot 10^6 \left(\frac{0,0036 + 2 \cdot 0,002}{1,8} \right)^{0,5} \cdot \frac{1,679 \cdot 10^{-3}}{1,8 \cdot 1287,3} = 1,91 c^{-1}.$$

де $d_M = 1,8$ м – діаметр рамної мішалки.

Приймаємо число обертів перемішуючого пристрою:

$$n = 2 c^{-1}$$

Розрахунок витрати потужності на перемішування

Розрахуємо критерій Рейнольдса [4]:

$$Re_{\text{ц}} = \frac{n d_M^2 \rho_c}{\mu_c}$$

$$Re_{\text{ц}} = \frac{2 \cdot 1,8^2 \cdot 1287,3}{1,679 \cdot 10^{-3}} = 4,968 \cdot 10^6$$

Розрахункова потужність, яка витрачається на перемішування [4]:

$$N_p = K_N \rho_c n^3 d_M^5$$

$$N_p = 0,018 \cdot 1287,3 \cdot 2^3 \cdot 1,8^5 = 3503 \text{ Вт},$$

де $K_N = f(Re_{\text{ц}}) = 0,018$ - критерій потужності [2].

Загальна потужність, яка витрачається на перемішування [4].

$$N = N_p \cdot k_T \cdot k_{\Pi} \left(\frac{H_c}{D} \right)^{0.5}$$

$$N = 3503 \cdot 1,05 \cdot 1,1 \cdot \left(\frac{2,42}{2,2} \right)^{0,5} = 4243 \text{ Вт},$$

де $k_T = 1,05$ – коефіцієнт, який враховує гільзу термометра [5];

$k_{\Pi} = 1,1$ – коефіцієнт, який враховує трубу передавлювання [5];

H_c – висота стовпа суспензії в біореакторі

$$H_c = \frac{V_p - V_{дн}}{0.785 D^2} + 0.25 D$$

$$H_c = \frac{8.69 - 1.586}{0.785 \cdot 2.2^2} + 0.25 \cdot 2.2 = 2.42 \text{ м}$$

$V_{дн} = 1,586 \text{ м}^3$ - об'єм днища біореактора [5].

Тепловий баланс

Кількість тепла, яке виділяється при анаеробному процесі утворенні біогазу:

$$Q_p = \frac{G_{\text{БП}} \cdot \Delta q}{\tau}$$

$$Q_p = \frac{4808 \cdot 16.8 \cdot 10^3}{24} = 3365.6 \cdot 10^3 \frac{\text{кДж}}{\text{год}} = 934,9 \cdot 10^3 \text{ Вт},$$

де $\Delta q = 16,8 \cdot 10^3 \text{ кДж реч} / \text{кг реч}$ - тепловий ефект синтеза [6];

Кількість тепла, яка виводиться з біогазом:

$$Q_{\text{БГ}} = \frac{G_{\text{БГ}} C_{\text{БГ}} (t_{\text{Б}} - t_0)}{\tau},$$

$$Q_{\text{БГ}} = \frac{127,762 \cdot 1,8233 (37 - 20)}{24} = 165 \frac{\text{кДж}}{\text{год}} = 46 \text{ Вт},$$

де $t_0 = 20^\circ\text{C}$ - температура навколишнього середовища;

$C_{\text{БГ}}$ - питома теплоємність біогазу

$$C_{\text{БГ}} = X_{\text{CH}_4} C_{\text{CH}_4} + (1 - X_{\text{CH}_4}) C_{\text{CO}_2},$$

$$C_{\text{БГ}} = 0.7 \cdot 2.24 + (1 - 0.7) 0.851 = 1.8233 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}},$$

де $C_{\text{CH}_4} = 2.24 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$, $C_{\text{CO}_2} = 0.851 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$ - питомі теплоємності

відповідно метану та двоокису вуглецю при температурі $0.5(t_{\text{Б}} + t_0) = 0.5(37 + 20) = 28.5^\circ\text{C}$ [3].

Теплота дисипації

$$Q_{\text{Д}} = N = 4243 \text{ Вт}$$

Кількість тепла, яке потрібно відводити з біореактора за допомогою охолоджуючої води:

$$Q = Q_{\text{Р}} + Q_{\text{Д}} - Q_{\text{БГ}}$$

$$Q = 934900 + 4243 - 46 = 939097 \text{ Вт}$$

Масова витрата охолоджуючої води:

$$G_2 = \frac{Q}{C_2 (t_2'' - t_2')},$$

$$G_2 = \frac{939097}{4190 \cdot (30 - 20)} = 22.413 \frac{\text{кг}}{\text{с}},$$

де $C_2 = 4190 \frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$, - питома теплоємність води при середній температурі t_2 , [3];

$$t_2 = 0.5 (t_2' + t_2'') = 0.5 (20 + 30) = 25^\circ\text{C};$$

$t_2' = 20^\circ\text{C}$, $t_2'' = 30^\circ\text{C}$ - початкова та кінцева температура води.

Розрахунок поверхні теплообміну біореактора

1) Розрахуємо значення критерія Нусельта при перемішуванні суспензії [4]:

$$Nu_1 = 0,36 Re_{\text{ц}}^{0,67} Pr_1^{0,33} \left(\mu_{\text{с}} / \mu_{\text{ст}} \right)^{0,14} \cdot \left(\frac{D}{d_{\text{м}}} \right)^{-1}, \quad ()$$

$$Nu_1 = 0,36 \cdot (4,968 \cdot 10^6)^{0,67} \cdot 11,154^{0,33} \left(\frac{1,679 \cdot 10^{-3}}{1,881 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,14} \cdot \frac{1,8}{2,2} = 1969$$

;

де Pr_1 - критерій Прандтля [4]

$$Pr_1 = \frac{c_1 \mu_{\text{с}}}{\lambda_1}$$

$$Pr_1 = \frac{4180 \cdot 1,679 \cdot 10^{-3}}{0,6292} = 11,154$$

$$C_1 = 4180 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}, \quad \lambda_1 = 0,6292 \text{ Вт/}(\text{м} \cdot \text{К}) - \text{відповідно питома}$$

теплоємність та коефіцієнт теплопровідності води при температурі $t_{\text{Б}} = 37^\circ\text{C}$ [3];

$\mu_{\text{ст}}$ - коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії при температурі $t_{\text{ст}}$

$$t_{\text{ст}} = 0,5 (t_{\text{Б}} + t_2) = 0,5 (37 + 25) = 31^\circ\text{C}$$

$$\mu_{\text{ст}} = \mu_{1\text{ст}} (1 + 4,5\varepsilon)$$

$$\mu_{\text{ст}} = 0,7854 \cdot 10^{-3} (1 + 4,5 \cdot 0,31) = 1,881 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

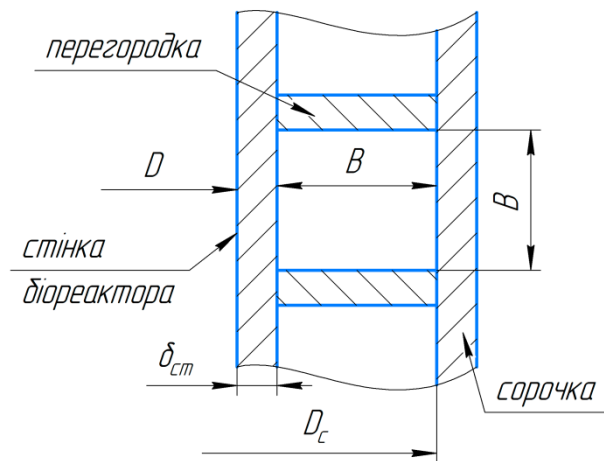
$\mu_{1\text{ст}} = 0,7854 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ - коефіцієнт динамічної в'язкості води при температурі $t_{\text{ст}}$ [3].

Розрахуємо коефіцієнт тепловіддачі від суспензії до стінки біореактора [4]:

$$\alpha_1 = \frac{Nu_1 \lambda_1}{d_{\text{м}}}$$

$$\alpha_1 = \frac{19694,2 \cdot 0,6292}{1,8} = 6884,2 \text{ Вт/}(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

2) При розрахунку коефіцієнта тепловіддачі від стінки до охолоджуючої води, через велику площу поперечного перерізу сорочки, швидкість води дуже мала. Тому має місце ламінарний режим руху теплоносія. При цьому значення коефіцієнта тепловіддачі дуже мале. Для збільшення швидкості теплоносія сорочку розділяють поперечними перегородками на спіральні канали, які мають малу площу поперечного перерізу. В такому каналі режим руху охолоджуючої води – турбулентний. Розміри поперечного перерізу каналу показані на рисунку.



Сторони поперечного перерізу квадратного каналу:

$$b = 0,5(D_c - D - 2\delta_{ст})$$

$$b = 0,5(2,4 - 2,2 - 2 \cdot 0,01) = 0,09 \text{ м}$$

Еквівалентний діаметр каналу: $d_e = b = 0,09 \text{ м}$

Середній діаметр змійовика, утвореного перегородками:

$$D_{cp} = 0,5(D_c + D + 2\delta_{ст})$$

$$D_{cp} = 0,5(2,4 + 2,2 + 2 \cdot 0,01) = 2,31 \text{ м}$$

Швидкість охолоджуючої води в каналі:

$$W_2 = \frac{G_2}{b^2 \rho_2}.$$

$$W_2 = \frac{22,413}{0,09^2 \cdot 996,84} = 2,776 \text{ м/с}$$

де $\rho_2 = 996,84 \text{ кг/м}^3$ - густина води при температурі $t_2 = 25^\circ\text{C}$ [3]

Критерій Рейнольдса для охолоджуючої води [4]:

$$Re_2 = \frac{W_2 d_e}{\nu_2},$$

$$Re_2 = \frac{2,776 \cdot 0,09}{0,895 \cdot 10^{-6}} = 279150,$$

де ν_2 - коефіцієнт кінематичної в'язкості води при температурі $t_2 = 25^\circ\text{C}$

[3]

Розрахуємо критерій Нусельта [4]:

$$Nu_2 = 0,021 Re_2^{0,8} Pr_2^{0,43} \left(Pr_2 / Pr_{ст_2} \right)^{0,25},$$

$$Nu_2 = 0,021 \cdot 279150^{0,8} \cdot 6,28^{0,43} \cdot \left(\frac{6,28}{5,316} \right)^{0,25} = 1096,7,$$

де $Pr_2 = 6,28$; $Pr_{ст_2} = 5,316$ – критерії Прандтля для води відповідно

при температурі t_2 та температурі стінки [3].

Коефіцієнт тепловіддачі від стінки до охолоджуючої води з врахуванням спірального каналу [4]:

$$\alpha_2 = \frac{Nu_2 \lambda_2}{d_e} \left(1 + 3,54 \frac{d_e}{D_{cp}} \right),$$

$$\alpha_2 = \frac{1096,7 \cdot 0,608}{0,09} \cdot \left(1 + 3,54 \frac{0,09}{2,31} \right) = 8430,6 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}},$$

де $\lambda_2 = 0,608 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$ – коефіцієнт теплопровідності води при температурі $t_2 = 25^\circ\text{C}$

[3].

3) Розраховуємо поверхню теплообміну.

Визначаємо коефіцієнт теплопередачі [4]:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{\text{CT}}}{\lambda_{\text{CT}}} + \frac{1}{\alpha_2}},$$

$$K = \frac{1}{\frac{1}{6884,2} + \frac{0,01}{53,6} + \frac{1}{7430,6}} = 2220 \frac{\text{Вт}}{\text{м}^2 \cdot \text{К}},$$

де $\lambda_{\text{CT}} = 53,6 \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$ – коефіцієнт теплопровідності матеріала стінки, [2];

Розраховуємо середню різницю температур [4]:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{(t_6' - t_2') - (t_6'' - t_2'')}{\ln \frac{t_6' - t_2''}{t_6'' - t_2'}}$$

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{(37-20) - (37-30)}{\ln \frac{37-20}{37-30}} = 11,27 \text{ К}$$

Розраховуємо поверхню теплообміну сорочки [4]:

$$F_{\text{cp}} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{cp}}}$$

$$F_{\text{cp}} = \frac{939097}{2220 \cdot 11,27} = 37,53 \text{ м}^2$$

Розрахункова поверхня сорочки менша за фактичну поверхню, тому перерахунок робити непотрібно.

Якщо розрахункова поверхня сорочки F_{cp} більше за фактичну $F_{\text{с}}$, то необхідно збільшити швидкість охолоджуючої води і розрахунок провести знову.

Висновки

Знаючи основні технічні характеристики цих перемішуючих пристроїв, можна зробити висновок, що якірні та рамні мішалки, в порівнянні з пропелерним та турбінним, працюють при малих числах обертів. Це, в свою чергу, сприяє утриманню біоплівки на поверхні інертних носіїв. По-друге, геометричні параметри мішалок цих типів значно зменшують контактування інертних носіїв біоплівки зі стінкою біореактора, тим самим заважаючи зриву біоплівки. Це відбувається, завдяки тому, що при використанні рамних та якірних мішалок утворюються тангенціальні потоки. По-третє, при перемішуванні суспензії в біореакторі якірні або рамні перемішуючі пристрої, внаслідок низьких обертів, споживають в два рази менше енергії ніж пропелерні та турбінні мішалки.

3. ПРАКТИЧНА РЕАЛІЗАЦІЯ РОЗРОБЛЕНОЇ КОНСТРУКЦІЇ БІОРЕАКТОРУ ДЛЯ ОЧИСТКИ СТІЧНИХ ВОД

У даному розділі проводиться конструктивний та перевірочний розрахунок апаратів для того, щоб показати, що розраховані апарати є надійними і можуть використовуватись в даному виробництві, а також гарантувати міцність елементів апаратів при проведенні тих чи інших процесів.

3.1. Розрахунки, що підтверджують працездатність та надійність конструкції біореактора

У біореакторі відбувається анаеробне бродіння у мезофільному режимі при температурі середовища $t_{\text{сер}} = 33^\circ\text{C}$.

Вихідні дані:

Кількість стічної води, $\text{м}^3 / \text{добу}$	$Q = 5000$
БПК _п , $\text{мг} / \text{л}$	$L_{\text{ен}} = 1320$
Кількість завислих часток, $\text{мг} / \text{л}$	$C = 320$
Ефект затримання завислих речовин у первинних відстійниках	$E = 0,5$
Температура процесу, $^\circ\text{C}$	$t = 33$

3.1.1. Технологічний розрахунок

Визначаємо витрати осаду та мулу за сухою, беззольною речовиною та за об'ємом.

Кількість сухої речовини осаду:

$$O_{\text{ос}} = \frac{C \cdot E \cdot K}{1000 \cdot 1000} = \frac{320 \cdot 0,5 \cdot 1,1}{1000 \cdot 1000} = 0,88 \text{ т/добу}, \quad (3.1)$$

де C -початкова концентрація завислих речовин, мг/л ;

E -ефект затримання завислих речовин у первинних відстійниках у частках одиниці;

K – коефіцієнт, що враховує збільшення об'єму осаду за рахунок крупних фракцій завислих речовин, що не відбираються при взятті проби для аналізу, і приймаються $1,1 - 1,2$.

Кількість сухої речовини мулу:

$$M_{\text{сух}} = \frac{Q \cdot (1 - 0,3) \cdot L \cdot b_{\text{ен}}}{1000 \cdot 1000} \cdot Q = \frac{0,8 \cdot 320 \cdot 1 \cdot 0,5 \cdot 0,3 \cdot 1320 \cdot 15}{1000 \cdot 1000} \cdot 5000 = 2,545 \text{ т},$$

де Q – середній притік стічних вод на очисну станцію, м³/добу;

b – винесення активного мулу із вторинних відстійників, $b = 1,5$.

Для розрахунку осаду та мулу за беззольною речовиною приймемо зольність осаду $3_{\text{ос}} = 30 \%$, зольність активного мулу $3_{\text{м}} = 25 \%$ [7]. Гігроскопічну вологість осаду та мулу $W_{\text{г}}$ та $W_{\text{г}}$ можна прийняти рівними 5% .

Кількість беззольної речовини осаду:

$$O_{\text{без}} = \frac{O_{\text{сух}} \cdot (1 - W_{\text{г}}) \cdot (100 - 3_{\text{ос}})}{100 \cdot 100} = \frac{0,88 \cdot (1 - 0,05) \cdot (100 - 30)}{100 \cdot 100} = 0,585 \text{ т / добу}.$$

При видаленні осаду із відстійників фекальними насосами вологість його можна прийняти рівною 94% , вологість ущільненого активного мулу – 97% . При такій вологості густину осаду та активного мулу можна прийняти за $\rho = 1000 \text{ кг / м}^3$.

Тоді витрата вологого осаду та надлишкового мулу:

$$M_{\text{ос}} / \text{добу} = \frac{100 \cdot O_{\text{сух}}}{(100 - W_{\text{ос}}) \cdot \rho} = \frac{100 \cdot 0,88 \cdot 1000}{(100 - 94) \cdot 1000} = 14,67 \text{ м}^3$$

$$M_{\text{м}} / \text{добу} = \frac{100 \cdot M_{\text{сух}}}{(100 - W_{\text{м}}) \cdot \rho} = \frac{100 \cdot 2,545 \cdot 1000}{(100 - 97) \cdot 1000} = 84,83 \text{ м}^3 \quad ()$$

Сумарні витрати осаду та мулу:

$$Q_{\text{сух}} = M_{\text{сух}} + O_{\text{сух}} = M_{\text{сух}} + 0,88 = 2,545 + 0,88 = 3,425 \text{ т / добу};$$

$$Q_{\text{без}} = M_{\text{без}} + 0,585 = 1,741 + 0,585 = 2,326 \text{ т / добу};$$

$$Q_{\text{заг}} / \text{добу} + V_{\text{м}} = 14,67 + 84,83 = 99,5 \text{ м}^3 \quad ()$$

Середні значення вологості та зольності:

$$B_{\text{сер}} = 100 \cdot \left(1 - \frac{S_{\text{сух}}}{S_{\text{заг}}} \right) = 100 \cdot \left(1 - \frac{3,425}{99,5} \right) = 96,56 \%;$$

$$Z_{\text{сер}} = 100 \cdot \left[1 - \frac{S_{\text{без}}}{\frac{O_{\text{сух}} \cdot (100 - B_r)}{100} + \frac{M_{\text{сух}} \cdot (100 - B'_r)}{100}} \right] =$$

$$= 100 \cdot \left[1 - \frac{S_{\text{без}}}{\frac{O_{\text{сух}} \cdot (100 - B_r)}{100} + \frac{M_{\text{сух}} \cdot (100 - B'_r)}{100}} \right] = 26,29 \%. \quad (3.4)$$

При виборі режиму зброджування слід мати на увазі, що термофільний процес закінчується приблизно у 2 рази швидше за мезофільний та забезпечує повну дегельмінтизацію осаду, але вимагає додаткової витрати палива на підігрів обладнання. У той же час, осад, що зброджується в термофільних умовах, важче віддає воду при механічному зневодненні і потребує більшої витрати води для його промивання. Зважаючи на те, що проектом передбачується механічне зневоднення суміші, приймаємо мезофільний режим зброджування, що дозволить повністю забезпечити процес теплом, що отримується від спалювання газів бродіння [11].

Біореактор обираємо за поверхнею завантаження, що утворюється на листах секції завантаження апарата:

$$F_{\text{мін}} \geq \max \{ F_{\text{забр.}} ; F_{\text{г.з.}} \}, \quad (3.5)$$

де F – поверхня завантаження біореактора;

$F_{\text{г.з.}}$ – необхідна поверхня завантаження за розрахунком гідравлічного завантаження;

$F_{\text{забр.}}$ – необхідна поверхня завантаження за розрахунком наявних органічних забруднень у стічній воді.

Гідравлічне завантаження на поверхню становить $q=1 \text{ м}^3 \text{ (добу)}$, тому мінімальна поверхня завантаження, необхідна для дотримання технології очистки води дорівнює [7]:

$$M = \frac{Q}{q} = \frac{5000}{1} = 5000 \text{ м}^2$$

Перевіримо поверхню завантаження біореактор за забрудненням. Так як $\text{БПК}_{\text{п}} = 1320 \text{ мг / л}$, то за одну добу ми маємо загальне забруднення:

$$L_{\text{заг}} / \text{добу} \cdot Q = 1320 \cdot 10^{-3} \cdot 5000 = 6600 \text{ ()}$$

При питомому навантаженні за БПК $l_{\text{к}} = 0,45 \text{ м}^2$ [8] отримуємо мінімальну поверхню, необхідну для якісного очищення стічної води:

$$M_{\text{min}} = \frac{L_{\text{заг}}}{l_{\text{к}}} = \frac{6600}{0,45} = 14700 \text{ м}^2$$

Тоді $M \geq 14700 \text{ м}^2$

Попередньо обираємо секцію завантаження з числом листів 140 та розмірами листа $3,6 \times 4$.

Загальна поверхня секції завантаження:

$$M_{\text{с.з.}} = 2 \cdot 140 \cdot 3,6 \cdot 4 = 4032 \text{ м}^2$$

Тоді необхідна кількість секцій завантаження:

$$F \geq \frac{F_{\text{min}}}{F_{\text{с.з.}}} \geq \frac{14700}{4032} \geq 3,65.$$

Обираємо чотири секції, тоді поверхня завантаження дорівнює:

$$M = 4 \cdot 4032 = 16128 \text{ м}^2$$

На підставі виконаної перевірки корегування об'єму біореактора не потрібне.

Максимально можлива ферментація беззольної речовини осаду, що завантажуються у біореактор, у залежності від хімічного складу осаду буде складати:

для вологого осаду:

$$a_{oc} = (0,92 \cdot c_{fat} + 0,62 \cdot c_{gl} + 0,34 \cdot c_{prt}) \cdot 100 = (0,92 \cdot 0,314 + 0,62 \cdot 0,187 + 0,34 \cdot 0,257) \cdot 100 = 49,22 \%,$$

де c_{fat} , c_{prt} , c_{gl} — відповідно вміст жирів, білків та вуглеводів в г на 1 г беззольної речовини осаду, що приймається рівними

$$c_{fat} = 0,314 \text{ г / г}, \quad c_{prt} = 0,257 \text{ г / г},$$

$$c_{gl} = 0,187 \text{ г / г};$$

для надлишкового мулу:

$$a_m = (0,92 \cdot c_{fat} + 0,62 \cdot c_{gl} + 0,34 \cdot c_{prt}) \cdot 100 = (0,92 \cdot 0,215 + 0,62 \cdot 0,08 + 0,34 \cdot 0,373) \cdot 100 = 37 \%,$$

де c_{fat} , c_{prt} , c_{gl} — відповідно вміст жирів, білків та вуглеводів в г на 1 г беззольної речовини осаду, що приймається рівними

$$c_{fat} = 0,215 \text{ г / г}, \quad c_{prt} = 0,08 \text{ г / г},$$

$$c_{gl} = 0,373 \text{ г / г};$$

Обчислимо границю зброджування суміші за формулою:

$$a_{sum} = \frac{a_{oc} \cdot O_{bez} + a_m \cdot M_{bez}}{S_{bez}} = \frac{49,22 \cdot 0,585 + 37,42 \cdot 1,813}{2,399} = 44,1 \%. \quad (3.7)$$

Для підрахунку виходу газу с 1 кг органічної речовини осаду приймаємо коефіцієнт $n = 0,4$ (при $V_{cm} = 97 \%$ та $t = 33^\circ\text{C}$) [43].

Тоді

$$m' \neq \frac{a_{sum} - n \cdot D}{100} = \frac{44,1 - 0,4 \cdot 10}{100} = 0,401 \quad ()$$

Сумарний вихід біогазу:

$$\Gamma = y' \cdot S_{\text{без}} \cdot 1000 = 0,401 \cdot 2,399 \cdot 1000 = 961,8 \text{ м}^3 / \text{добу}. \quad (3.9)$$

Маса беззольної речовини у ферментаційній суміші:

$$m_{\text{без}} / \text{добу} = \frac{S'_{\text{без}} \cdot (2009 - 100) \cdot 40,1 \cdot \left(\frac{100}{100} - \frac{100}{100} \right)}{100} = 1,437 \quad ()$$

Маса сухої речовини, що міститься у ферментаційній суміші:

$$m_{\text{сух}} = S_{\text{сух}} - S_{\text{без}} + m_{\text{без}} = 3,425 - 2,399 + 1,437 = 2,463 \quad ()$$

Зольність суміші:

$$Z_{\text{сум}} = 100 - \frac{m_{\text{без}} \cdot 100 \cdot 100}{m_{\text{сух}} \cdot (100 - 2,463)} = 100 - \frac{1,437 \cdot 100 \cdot 100}{2,463 \cdot (100 - 2,463)} = 37,95 \%, \quad (3.12)$$

де $B = 6 \%$ – гігроскопічна вологість ферментаційної суміші.

Добовий розпад беззольної речовини:

$$Q_{\text{доб.без}} = 2,399 \cdot 0,441 = 1,058 \text{ т} / \text{добу}. \quad 3.13 \quad ()$$

3.2. Розрахунок еліптичного днища (кришки)

Визначаємо товщину стінки еліптичного днища s_1 (рис. 3.1), яке працює під внутрішнім тиском (розрахунок проводимо за методикою [47]):

$$m_{\text{R}}, s_{1R} + c_1 + c_2 + c_3 + c_4 = 3,7 \cdot 10^{-3} + 0,5 + 0,4 + 1,4 = 6$$

де s_{1R} - розрахункова товщина стінки еліптичного днища, мм.

$$m_{\text{R}} = \frac{P_2 \cdot R}{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi - 0,5P} = \frac{1,6 \cdot 0,6}{2 \cdot 145 \cdot 0,9 - 0,5 \cdot 0,1} = 3,7 \cdot 10^{-3}$$

де R - радіус кривизни в вершині днища по внутрішній поверхні,
 $R = 0,6$.

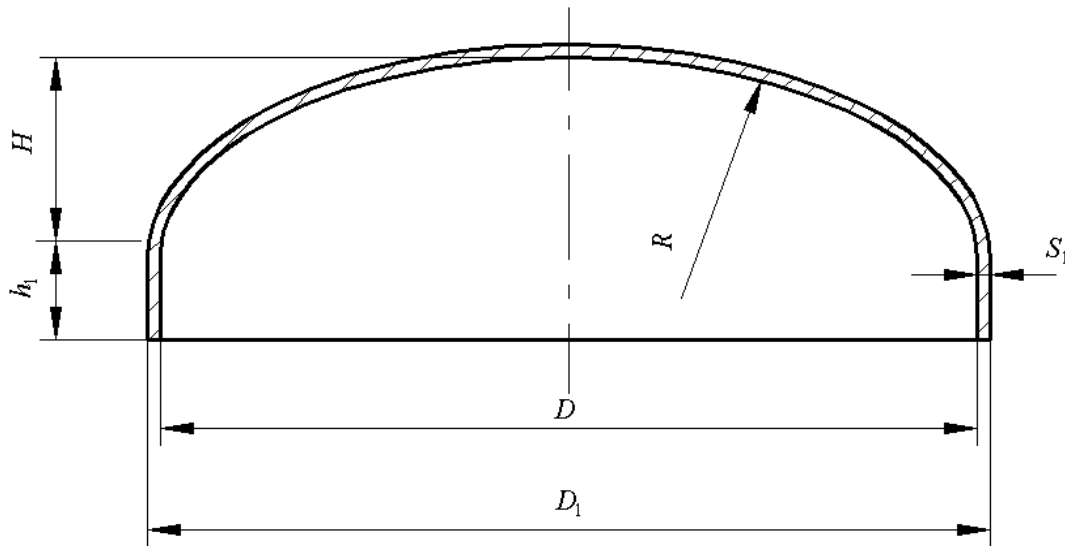


Рис. 3.1. – Розрахункова схема еліптичного днища.

Приймаємо стандартне днище, а отже висота буде дорівнювати:

$$H = 0,25 \cdot D = 0,25 \cdot 0,600 = 0,150$$

Перевіримо чи витримає еліптичне днище внутрішній тиск (чи виконується умова):

$$P_2 \leq [P]_1,$$

де $[P]_1$ – допустимий тиск на стінку днища, МПа .

$$[P]_1 = \frac{2 \cdot [\sigma] \cdot \varphi \cdot (s - c)}{R + 0,5(s - c)} = \frac{2 \cdot 145 \cdot 0,9 \cdot (0,006 - 0,0009)}{0,6 + 0,5 \cdot (0,006 - 0,0009)} = 2,21 \quad ()$$

Умова виконується: $1,6 \text{ МПа} < 2,21 \text{ МПа}$,

а отже днище може працювати під даним тиском.

Перевіримо чи виконується умова міцності за третьою теорією міцності [29]:

$$\sigma_{11} + \sigma_{13} \leq [\sigma],$$

де σ_{11} – найбільше напруження в днищі, МПа ;

σ_{13} – найменше напруження в днищі, $\sigma_{13} = -P_2 = -1,6 \text{ МПа}$.

$$\sigma_{11} = \frac{P_2 \cdot R}{2 \cdot s} = \frac{1,6 \cdot 0,6}{2 \cdot 0,006} = 80 \text{ МПа}.$$

Умова виконується: $80 \text{ Па}, 6148 \text{ МПа}, <$

отже товщина стінки задовольняє умовам роботи.

За ГОСТ 6533-78 обираємо стандартні еліптичні кришки.

3.3. Розрахунок штуцерів

Для заданого діаметра ($D_B = 600$) для одноходового теплообмінника вибираємо з таблиці умовні проходи штуцерів [4] і для кожного штуцера вибираємо з довідника фланець:

Штуцери А, Б, В, Г:

$D_M = 200$ $D_M = 335$ $D_M = 295$ болти М18; $n_F = 8$ $n_M = 30$
 $n_T = 10,1$

Розрахункові товщини стінок патрубків:

$$s_{ks} = \frac{P_k \cdot d}{2 \cdot [\sigma] \cdot \phi - P_i} = \frac{1,6 \cdot 0,2}{2 \cdot 145 \cdot 0,9 - 1,6} = 1,23 \cdot 10^{-3}$$

де $d_{\text{всг}}$ – зовнішні діаметри патрубків, приймаємо по номінальному діаметру відповідного фланця, мм.

Приймаємо товщини стінок патрубків:

$$s_M = s_G = s_{SB} = s_{ST} = 4$$

Довжини патрубків:

$$l_{\text{кр}} = 1,25 \sqrt{d \cdot (c_s + 0,004)} + 0,001 \sqrt{0,025 M}, \quad -$$

де c_s – сумарний додаток до товщини стінки патрубка, $c_s = 0,001$.

3.4. Розрахунок фланцевого з'єднання корпусу і днища (кришки)

Для з'єднання корпусу і днища вибираємо плоский приварний фланець (рис. 3.2), який має такі переваги: проста конструкція; при зварюванні з корпусом немає напливів металу на привалочну поверхню. Для ущільнення використовуємо асбометалічну прокладку між плоскими поверхнями (забезпечує герметичність при тиску $M \leq 12,5$ і температурі $t \leq 540^\circ \text{C}$).

Розрахунок проводимо за методикою [31].

Діаметр болтової окружності:

$$D_b \geq D + 1,5 \cdot (2s + d_b + u) = 0,6 + 2 \cdot (2 \cdot 0,006 + 0,02 + 0,004) = 0,68 \quad ()$$

де d_b – діаметр болтів, приймаємо $d_b = 0,02$;

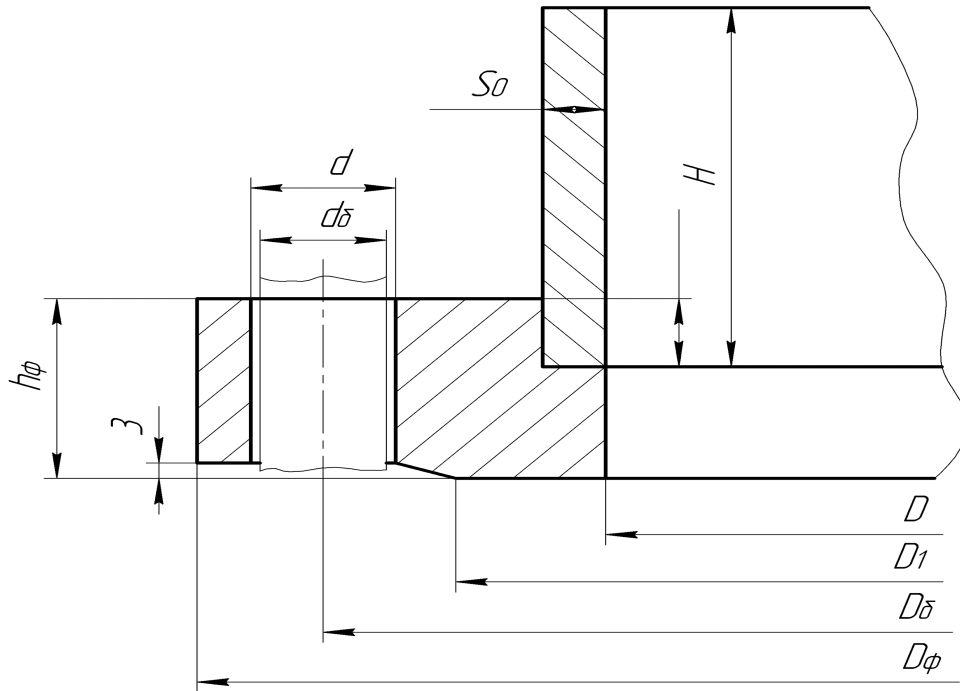


Рис. 3.2 - Розрахункова схема плоского приварного фланця.

D – внутрішній діаметр апарата, $D = D_b = 0,6$;

u – нормативний зазор, $u = 0,004$.

Зовнішній діаметр фланця:

$$D_{\phi} \geq D_b + a = 0,68 + 0,04 = 0,720$$

де a – конструктивний додаток до розміру болтів, $a = 0,04$.

Приймаємо стандартну асбометалічну прокладку за ГОСТ 28759.7-90.

Внутрішній діаметр прокладки: $D_{\text{вп}} = 0,639$

зовнішній діаметр прокладки: $D_{\text{зп}} = 0,663$

Середній діаметр прокладки:

$$D_{\text{с}} = \frac{D_{\text{зп}} + D_{\text{вп}}}{2} = \frac{0,663 + 0,639}{2} = 0,651$$

Ширина прокладки:

$$b = D_{\text{зп}} - D_{\text{вп}} = 0,663 - 0,639 = 0,024$$

Кількість болтів, що необхідна для забезпечення герметичності з'єднання:

$$n_b \geq \frac{\pi \cdot D_b}{t_1} = \frac{3,14 \cdot 0,68}{0,09} = 23,17 \quad ()$$

де t_1 – крок розміщення болтів, $t_1 = (3,5 \dots 4,8)d_b = 4,5 \cdot 0,02 = 0,09$.

Приймаємо кількість болтів $n_b = 24$

Висота фланця:

$$h_f \geq \lambda_f \sqrt{D \cdot s} = 0,436 \sqrt{0,6 \cdot 0,006} = 0,03$$

де λ_f – конструктивний коефіцієнт, приймаємо $\lambda_f = 0,436$;

s – товщина стінки обичайки, м.

Розрахункова довжина болта:

$$l_b = l_{b.o.} + 0,28 \cdot d_b = 0,069 + 0,28 \cdot 0,02 = 0,075$$

де $l_{b.o.}$ – висота болта, що не забезпечить згвинчування з гайкою,

$$l_{b.o.} = 2 \cdot (h_f + h_n) = 2 \cdot (0,03 + 0,0043) = 0,069$$

де $h_n = 4,3$ – висота прокладки.

Приймаємо довжину болта $l_b = 0,085$

3.5. Розрахунок навантажень, що діють на фланцеві з'єднання

Рівнодіюча внутрішнього тиску:

$$F_{\text{ДН}}, \frac{P \cdot \pi \cdot D_a^2}{4} = \frac{1,6 \cdot 3,14 \cdot 0,651^2}{4} = 0,533 \quad ()$$

де P – внутрішній тиск в обичайці, $P_{\text{ДН}} = 1,6$.

Реакція прокладки:

$$R_n = \pi \cdot D \cdot k_{np} \cdot b_o \cdot P = 3,14 \cdot 0,6 \cdot 2,5 \cdot 0,019 \cdot 1,6 = 0,14 \text{ МН},$$

де $k_{\text{пр}}$ – прокладочний коефіцієнт, для асбометалічної прокладки $k_{\text{пр}} = 2,5$ [29];

b_0 – ефективна ширина прокладки, $b_0 = 0,12\sqrt{b} = 0,12\sqrt{0,024} = 0,019$

Піддатливість прокладки:

$$y_{\text{п}} = \frac{k_{\text{п}} \cdot h_{\text{п}}}{E_{\text{п}} \pi \cdot D_{\text{сп}} \cdot b} = \frac{0,09 \cdot 0,0043}{15,2 \cdot 3,14 \cdot 0,651 \cdot 0,024} = 5,2 \cdot 10^{-4} \text{ —},$$

де $k_{\text{п}}$ – коефіцієнт обтискання прокладки, $k_{\text{п}} = 0,09$ [29];

$E_{\text{п}}$ – модуль Юнга для прокладки,

$$E_{\text{п}} = 4 \cdot \left(1 + \frac{b}{2 \cdot h_{\text{п}}}\right) = 4 \cdot \left(1 + \frac{0,024}{2 \cdot 0,0043}\right) = 15,2$$

Піддатливість болтів:

$$y_{\text{б}} = \frac{M_{\text{б}}}{E_{\text{б}} \cdot f_{\text{б}} \cdot n_{\text{б}}} = \frac{0,1}{1,83 \cdot 10^5 \cdot 3,14 \cdot 10^{-4} \cdot 28} = 6,2 \cdot 10^{-5} \text{ —}, \quad (3.18)$$

де $E_{\text{б}}$ – модуль Юнга для болтів зі Ст35Х,

$E_{\text{б}} = 1,83 \cdot 10^5$ МПа [26];

$f_{\text{б}}$ – площа поперечного перерізу болта, приймається по діаметру,

$$f_{\text{б}} = 3,14 \cdot 10^{-4} \text{ —}$$

Піддатливість фланців:

$$y_{\text{ф}} = \frac{(1 - \nu \cdot (1 + 0,9\lambda_{\text{ф}})) \cdot \psi_2}{E_{\text{ф}} \cdot \delta_{\text{ф}}} = \frac{(1 - 0,112 \cdot (1 + 0,9 \cdot 0,67)) \cdot 9,6}{2,01 \cdot 10^5 \cdot 0,04} = 0,61 \text{ —},$$

де $E_{\text{ф}}$ – модуль Юнга для фланців зі Ст15ХМ, $E_{\text{ф}} = 2,01 \cdot 10^5$ МПа [26];

ν, ψ_2 – конструктивні коефіцієнти, які визначаються з формул:

$$\psi_2 = \frac{D_{\text{н}} + D}{D_{\text{н}} - D} = \frac{0,740 + 0,6}{0,740 - 0,6} = 9,6$$

$$\nu = \frac{1}{1 + 0,92\lambda_{\phi} \cdot (1 + \frac{\psi_{\phi} \cdot h^2}{s_1^2})} = \frac{1}{1 + 0,92 \cdot 0,67 \cdot (1 + \frac{0,268 \cdot 0,04^2}{0,006^2})} = 0,112;$$

де ψ_1 - конструктивний коефіцієнт,

$$\psi_1 = 1,28 \cdot \ln \frac{D_n}{D} = 1,28 \cdot \ln \frac{0,740}{0,6} = 0,268$$

Коефіцієнт жорсткості фланцевого з'єднання:

$$k_{жс} = \frac{y_{\phi} + 0,5 \cdot y_{\phi} \cdot (D_{\phi} - D - s_1) \cdot (D_{\phi} - D_{cn})}{y_n + y_{\phi} + 0,5 \cdot y_{\phi} \cdot (D_{\phi} - D_{cn})^2} =$$

$$= \frac{6,2 \cdot 10^{-5} + 0,5 \cdot 0,61 \cdot (0,7 - 0,6 - 0,006) \cdot (0,7 - 0,651)}{5,2 \cdot 10^{-4} + 6,2 \cdot 10^{-5} + 0,5 \cdot 0,61 \cdot (0,7 - 0,651)^2} = 1,11. \quad (3.19)$$

Зусилля від температурних деформацій:

$$F_t = \frac{y_{\phi} \cdot n_{\phi} \cdot f_{\phi} \cdot E_{\phi} \cdot (\alpha_{\phi} \cdot t_{\phi} - \alpha_{\phi} \cdot t_{\phi})}{y_{\phi} + y_n + 0,5 \cdot y_{\phi} \cdot (D_{\phi} - D_{cn})} =$$

$$= \frac{6,2 \cdot 10^{-5} \cdot 28 \cdot 3,14 \cdot 10^{-4} \cdot 1,83 \cdot 10^5 \cdot (12,9 \cdot 10^{-6} \cdot 20 - 13,3 \cdot 10^{-6} \cdot 20)}{6,2 \cdot 10^{-5} + 5,2 \cdot 10^{-4} + 0,5 \cdot 0,61 \cdot (0,7 - 0,651)^2} = -0,009$$

де $\alpha_{\phi}, \alpha_{\phi}$ - коефіцієнти температурного розширення відповідно

фланців і болтів, $\alpha_{\phi} = 12,9 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^{\circ}C}, \quad \alpha_{\phi} = 13,3 \cdot 10^{-6} \frac{1}{^{\circ}C}$ [26];

t_{ϕ}, t_{ϕ} - температури відповідно фланців і болтів,

Зусилля в болтах в умовах монтажу:

$$F_{\phi} = \max[k_{жс} \cdot F_{\phi} + R_n; \pi \cdot D_{cn} \cdot q; 0,4 \cdot [\sigma]_{\phi}^{20} \cdot n_{\phi} \cdot f_{\phi}] = [1,11 \cdot 0,533 + 0,007 = 0,3,14 \cdot 0,651 \cdot 0,019 \cdot 20 = 0,78 \text{ МН}; 0,4 \cdot 230 \cdot 28 \cdot 3,14 \cdot 10^{-4} = 0,808 \text{ МН}] = 0,808 \text{ МН}$$

де q - зусилля герметизації, для асбометалічних прокладок $q = 0,019$ [29];

$[\sigma]_{\phi}^{20}$ - граничне напруження в болтах при температурі $20^{\circ}C$,

$$[\sigma]_{\phi}^{20} = 230 \text{ МПа} [26].$$

Зусилля в болтах в робочих умовах:

$$F_{62} = F_{61} + (1 - k_{\text{ж}}) \cdot F_{\text{д}} + F_{\text{т}} = 0,302 + (1 - 0,984) \cdot 0,013 - 0,002 = 0.300 \text{ МН}$$

Приведений вигинаючий момент:

$$\begin{aligned} M_6 &= \max_{\text{сп}} [0,5 \cdot (D_{\text{сп}} - D_6) \cdot F_{\text{сп}}; \{0,5 \cdot (D_{\text{сп}} - D) \cdot F_0 + (D - D - s) \cdot F\}] \cdot \frac{[\sigma]_{\text{ф}}^{20}}{[\sigma]_{\text{ф}}} = \\ &= \max [0,5 \cdot (0,333 - 0,283) \cdot 0,020 = 0,0005 \text{ МН} \cdot \text{м}; \\ &\{0,5 \cdot (0,333 - 0,283) \cdot 0,300 + (0,283 - 0,261 - 0,006) \cdot 0,013\} \cdot \frac{155}{153} = 0,008 \text{ МН} \cdot \text{м} = \\ &= 0,008 \text{ МН} \cdot \text{м} \end{aligned}$$

де $[\sigma]_{\text{ф}}^{20}, [\sigma]_{\text{ф}}$ - граничні напруження для фланців, відповідно при 20° і 69° ,

$$[\sigma]_{\text{ф}}^{20} = 155 \text{ МПа}, \quad [\sigma]_{\text{ф}} = 153 \text{ МПа} \quad [26].$$

Умова міцності болтів при монтажу:

$$\frac{F_{61}}{n_6 \cdot f_6} \leq [\sigma]_6^{20} \Rightarrow \frac{0,302}{12 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4}} = 107 \text{ МПа} < 230 \text{ МПа},$$

умова

виконується.

Перевірка міцності болтів в робочих умовах:

$$\frac{F_{62}}{n_6 \cdot f_6} \leq [\sigma]_6^{20} \Rightarrow \frac{0,300}{12 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4}} = 107 \text{ МПа} < 230 \text{ МПа}, \quad (3.20)$$

умова виконується.

Умова міцності прокладки:

$$\frac{F_{\text{бтах}}}{\pi \cdot D_{\text{сп}} \cdot b} \leq [P]_{\text{пр}} \Rightarrow \frac{0,302}{3,14 \cdot 0,283 \cdot 0,02} = 17 \text{ МПа} \leq 130 \text{ МПа}$$

де $[P]_{\text{пр}}$ - допустимий тиск, для асбометалічної прокладки:

$$[P]_{\text{пр}} = 130 \text{ МПа} \quad [29];$$

$F_{\text{бтах}}$ - найбільше зусилля в болтах:

$$F_{\text{бтах}} = F_{62} = 0,302 \text{ МН}$$

Радіальне напруження у перерізі s :

$$\sigma_1 = \frac{T_\phi \cdot M_0 \cdot \nu}{D \cdot (s - c_1 - c_2 - c_3)^2} = \frac{0.783 \cdot 0.008 \cdot 0.392}{0.261 \cdot (0.006 - 0.0005 - 0.0004)^2} = 299 \text{ Па}, \quad 3.2(1)$$

де T_ϕ - конструктивний коефіцієнт, визначається по формулі:

$$T_\phi = \frac{D_n^2 \cdot (1 + 8.55 \cdot \lg \frac{D_n}{D}) - D^2}{(1.05 \cdot D^2 + 1.945 \cdot D_n^2) \left(\frac{D_n}{D} - 1 \right)} = \frac{0.373^2 \cdot (1 + 8.55 \cdot \lg \frac{0.373}{0.261}) - 0.261^2}{(1.05 \cdot 0.261^2 + 1.945 \cdot 0.373^2) \left(\frac{0.373}{0.261} - 1 \right)} = 0.783$$

Кільцеве напруження у перерізі s :

$$\sigma_k = \frac{M_\phi \cdot (1 - \nu \cdot (1 + 0.9 \cdot \lambda))}{D \cdot h_\phi^2} = \frac{0.008 \cdot (1 - 0.392 \cdot (1 + 0.9 \cdot 0.436))}{0.261 \cdot 0.02^2} = 34 \text{ Па}$$

Напруження у втулці від внутрішнього тиску:

$$\sigma_t = \frac{P \cdot D}{2 \cdot (s - c_1 - c_2 - c_3)} = \frac{0.2 \cdot 0.261}{2 \cdot (0.006 - 0.0005 - 0.0004)} = 5 \text{ Па}$$

$$\sigma_\tau = \frac{P \cdot D}{4 \cdot (s - c_1 - c_2 - c_3)} = \frac{0.2 \cdot 0.261}{4 \cdot (0.006 - 0.0005 - 0.0004)} = 2.5 \text{ Па}$$

Умова міцності для перерізу s :

$$\sqrt{(\sigma_1 + \sigma_m)^2 + \sigma_t^2 - (\sigma_1 + \sigma_m) \cdot \sigma_t} \leq \phi \cdot [\sigma]_0$$

$$\sqrt{(299 + 603)^2 + 5^2 - (299 + 603) \cdot 5} \leq 0.9912 \cdot 603 \quad 603 < 599.6 \quad (2)$$

де $[\sigma]_0$ - граничне напруження в перерізі s ,

$$[\sigma]_0 = 0.003 \cdot E_\phi = 0.003 \cdot 2.01 \cdot 10^5 = 603$$

Умова герметичності фланцевого з'єднання:

$$\Theta = \frac{\sigma_k \cdot D}{E_\phi \cdot h_\phi} \leq [\Theta]$$

$$\frac{34 \cdot 0.261}{2.01 \cdot 10^5 \cdot 0.020} = 0.002 < 0.009$$

де $[\Theta]$ - граничний кут повороту фланців, $[\Theta] = 0,009(D < 2000$

Обираємо фланець згідно розрахунків [29]:

$$D_f = 140 \text{ мм}, D = 639 \text{ мм}, h = 24 \text{ мм}, d = 20 \text{ мм}, z = 28 \text{ шт.} =$$

3.6. Вибір опорних лап

Для того щоб вибрати опорні лапи необхідно знайти вагу апарата. Вага апарата дорівнює сумі ваги окремих елементів і ваги холодоносіїв, що знаходяться в теплообміннику. Розрахунки проводимо згідно із методикою [29].

Вага труб:

$$G_T = F_T \cdot n_T \cdot l \cdot \rho_c \cdot g = 1,45 \cdot 10^{-4} \cdot 257 \cdot 4 \cdot 7850 \cdot 9,81 = 11479 \text{ Н}, \quad (3.23)$$

де F_T – площа поперечного перерізу труб, м^2 ;

l – довжина труб, м ;

$\rho_{\text{ст}}$ – густина сталі, $\rho_{\text{ст}} = 7850 \text{ кг/м}^3$;

g – прискорення вільного падіння, м/с^2 ;

Вага обичайки:

$$G_o = F_k \cdot l \cdot \rho_{\text{ст}} \cdot g = 0,0114 \cdot 4 \cdot 7850 \cdot 9,81 = 3512 \text{ Н},$$

де F_k – площа поперечного перерізу корпусу, м^2 .

Вага кришок:

$$G_{\text{кр}} = 2 \cdot M_{\text{кр}} \cdot g = 2 \cdot 21,1 \cdot 9,81 = 414 \text{ Н},$$

де $M_{\text{кр}}$ – маса однієї кришки, $M_{\text{кр}} = 21,1$ [26].

Вага гарячої води:

$$G_v = (f_t \cdot l + 2 \cdot V_{\text{кр}}) \cdot \rho_r \cdot g = (0,053 \cdot 4 + 2 \cdot 35,2 \cdot 10^{-3}) \cdot 974 \cdot 9,81 = 2698 \text{ Н},$$

де f_t – площа поперечного перерізу міжтрубного простору, м^2 ;

$V_{\text{кр}}$ – об'єм однієї кришки, $M_{\text{кр}} = 35,2 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$,

ρ – густина стічної води, кг/м^3 .

Вага стічної води:

$$G_{\text{св}} = f_{\text{т}} \cdot l \cdot \rho_{\text{св}} \cdot g = 0,089 \cdot 4 \cdot 997 \cdot 9,81 = 3482 \text{ Н},$$

де $f_{\text{т}}$ – площа поперечного перерізу трубного простору, м^2 ;

$\rho_{\text{св}}$ – густина стічної води, $\rho_{\text{св}} = 997 \text{ м}^3$ [5].

Загальна вага апарата:

$$G_{\text{а}} = G_{\text{о}} + G_{\text{т}} + G_{\text{в}} + G_{\text{св}} + G_{\text{кр}} + 0,1 \cdot G_{\text{ап}} \Rightarrow G_{\text{ап}} = \frac{G_{\text{о}} + G_{\text{т}} + G_{\text{к}} + G_{\text{в}} + G_{\text{св}}}{0,9} \\ = \frac{3512 + 11479 + 2698 + 3482 + 414}{0,9} = 23983 \text{ Н}.$$

де $0,1 \cdot G_{\text{а}}$ – вага, інших елементів, Н.

З каталогу вибираємо опорні лапи ($Q = 25$) з наступними параметрами [45]:

$l_{\text{т}} = 130 \text{ мм}$; $b = 155 \text{ мм}$; $h = 245 \text{ мм}$; $h = 253 \text{ мм}$; $K = 25 \text{ мм}$; $l_{\text{ф}} = 45 \text{ мм}$; $s = 6 \text{ мм}$; $d = 24 \text{ мм}$; катет зварного шва 4 мм (рис. 3.3).

Перевірка вузла приварювання лап до кожуха на міцність.

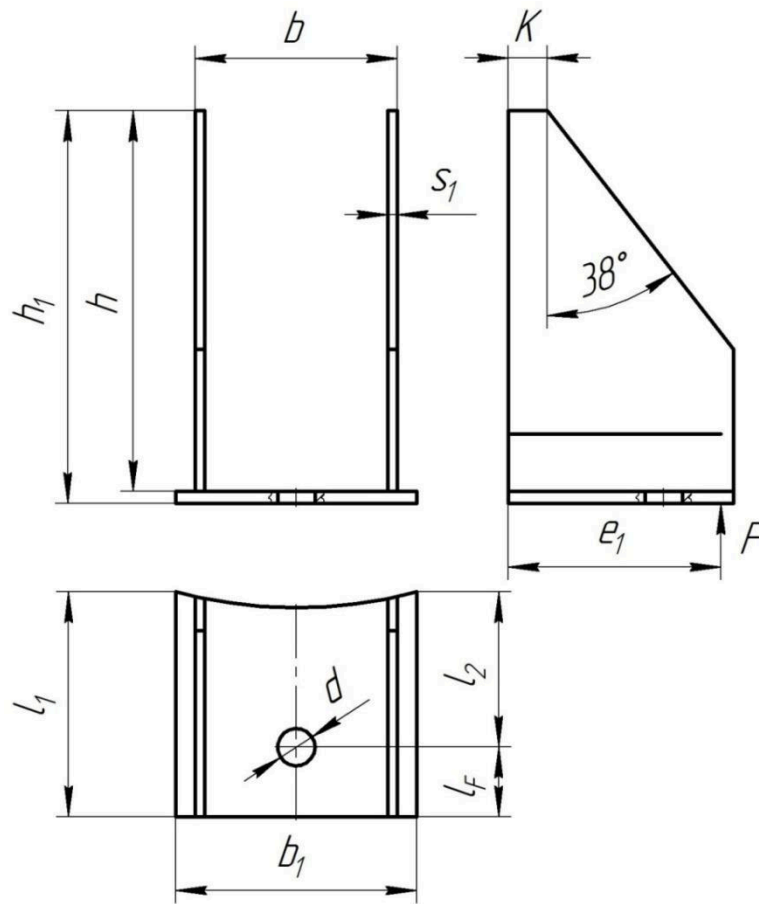


Рис. 3.3. – Розрахункова схема опорної лапи.

Умова використання розрахункових формул:

$$\frac{(s - c)}{D} \leq 0,1 \Rightarrow \frac{0,006 - 0,0009}{0,6} = 0,0085 < 0,1; \quad (3.24)$$

де s – товщина стінки обичайки, м ;

D – внутрішній діаметр апарата, $D = D_b = 0,6$

Відстань від точки прикладання сили F до обичайки:

$$e_1 = \frac{5 \cdot l_1}{6} = \frac{5 \cdot 0,145}{6} = 0,121 \text{ м}$$

Загальні кільцеві напруження:

$$\sigma_{my} = \frac{P_1 \cdot D}{2 \cdot (s - c)} = \frac{1,6 \cdot 0,6}{2 \cdot (0,006 - 0,0009)} = 941,2$$

де P_1 – внутрішній тиск у обичайці, МПа .

Загальні напруження:

$$\sigma_m = \sigma_{my} = 94,12$$

Коефіцієнт, що враховує ступінь навантаження загальним напруженням:

$$v_2 = \frac{k_2}{n} \cdot \frac{\sigma_m}{[\sigma] \cdot \varphi} = \frac{1,2}{1,5} \cdot \frac{94,12}{145 \cdot 0,9} = 0,58;$$

де k_2 — коефіцієнт, що враховує режим роботи апарата, для робочих умов $k_2 = 1,2$;

n — коефіцієнт запасу міцності, $n = 1,5$;

$[\sigma]$ — допустиме напруження для сталі 09Г2С, $[\sigma] = 145$ МПа.

Коефіцієнт, що відображає відношення місцевих напружень до місцевих напружень вигину $v_1 = 0,3$.

Коефіцієнт, що враховує навантаження мембранними напруженнями:

$$k_1 = \frac{1 + 3 \cdot v_1 \cdot v_2}{3 \cdot v_1^2} \left(\sqrt{\frac{9 \cdot v_1^2 \cdot (1 - v_2^2)}{(1 + 3 \cdot v_1 \cdot v_2)^2} + 1} - 1 \right) =$$
$$= \frac{1 + 3 \cdot 0,3 \cdot 0,58}{3 \cdot 0,3^2} \left(\sqrt{\frac{9 \cdot 0,3^2 \cdot (1 - 0,58^2)}{(1 + 3 \cdot 0,3 \cdot 0,58)^2} + 1} - 1 \right) = 0,62.$$

Граничне напруження вигину обичайки в місці приварення опорної лапи:

$$[\sigma]_i = \frac{[\sigma]}{k_2} = 0,62 \cdot 145 \cdot \frac{1,5}{1,2} = 112,38$$

Геометричні параметри конструктивних вузлів приєднання опорних лап до обичайки:

$$y = \ln \frac{D}{2 \cdot (s - c)} = \ln \frac{0,6}{2 \cdot (0,006 - 0,0009)} = 4,07,$$

Зусилля, що діють на опорну лапу:

$$F_1 = \frac{G_a}{3} = \frac{23983}{3} = 7994 \text{ Н}$$

Допустимі зусилля у вузлі приварювання лапи до циліндричної обичайки:

$$[F]_l = \frac{[\sigma]_l \cdot h_l \cdot (s - c)^2}{k_7 \cdot e_1} = \frac{112,38 \cdot 10^6 \cdot 0,253 \cdot (0,006 - 0,0009)^2}{0,439 \cdot 0,121} = 13922 \text{ Н}$$

Умова несучої спроможності вузла:

$$F_l \leq [F]_l \Rightarrow 7922 \text{ Н} < 13922 \text{ Н}. \quad (3.25)$$

Умова виконується, отже вузол буде функціонувати нормально.

3.7 Розрахунок теплофізичних властивостей біогазу

Розрахуємо густину біогазу [13]. Компоненти отриманого біогазу представлений у таблиці 3.1. Так як вміст домішок у біогазі складає менше 5 %, то для розрахунків теплофізичних властивостей, ми ним знехтуємо.

Таблиця 3.1. – Компоненти біогазу

Компонент біогазу	CH ₄	CO ₂
Об'ємна доля, v_i у %	64	36
Масова доля, ω_i у %	39,26	60,74

Проведемо розрахунок і запишемо результати у таблицю 3.2.

Густина біогазу становитиме:

$$\rho_{\text{бг}} = \sum_{i=1}^n \rho_i \cdot v_i = \rho_{\text{CH}_4} \cdot v_{\text{CH}_4} + \rho_{\text{CO}_2} \cdot v_{\text{CO}_2} = 1,16 \text{ кг/м}^3. \quad (3.26)$$

Питома теплоємність біогазу при постійному об'ємі становить:

$$c_{\text{бг}} = \sum_{i=1}^n c_i \cdot \omega_i = c_{\text{CH}_4} \cdot \omega_{\text{CH}_4} + c_{\text{CO}_2} \cdot \omega_{\text{CO}_2} = 2,073 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}. \quad (3.27)$$

Динамічна в'язкість біогазу дорівнює:

$$\mu = \frac{\mu_{\text{CH}_4}}{1 + \frac{1}{v_{\text{CH}_4}} \cdot v_{\text{CO}_2}} + \frac{\mu_{\text{CO}_2}}{1 + \frac{1}{v_{\text{CO}_2}} \cdot v_{\text{CH}_4}} = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}. \quad (3.28)$$

Теплопровідність суміші газів дорівнює:

$$\lambda_{\text{гр}} = \frac{\lambda_{\text{CH}_4} \omega_{\text{CH}_4}}{\omega_{\text{CH}_4} + \omega_{\text{CO}_2} \psi_{\text{CH}_4-\text{CO}_2}} + \frac{\lambda_{\text{CO}_2} \omega_{\text{CO}_2}}{\omega_{\text{CO}_2} + \omega_{\text{CH}_4} \psi_{\text{CO}_2-\text{CH}_4}} = \frac{35,7 \cdot 10^{-3} \cdot 0,39}{0,39 + 0,61 \cdot 0,49} + \frac{17,1 \cdot 10^{-3} \cdot 0,61}{0,61 + 0,39 \cdot 1,82} =$$

$$= 28,2 \cdot 10^{-3} \frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}. \quad (3.29)$$

$$\psi_{i,j} = \frac{M_i / M_j}{\sqrt{8} \cdot (1 + M_i / M_j)^{0,5}} \cdot \left[1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{0,25} \right]^2. \quad (3.30)$$

$$\psi_{\text{CH}_4-\text{CO}_2} = 0,49; \psi_{\text{CO}_2-\text{CH}_4} = 1,82.$$

Таблиця 3.2– Теплофізичні властивості біогазу

	$\rho_{\text{кг}} / \text{м}^3$	$c, \text{Дж} / (\text{кг} \cdot \text{К})$	$\mu \cdot 10^5, \text{с} \cdot$	$\lambda \cdot 10^3 / \text{м} \cdot \text{К} \cdot$
Біогаз	1,16	2,073	1,38	28,2

3.8. Матеріальний баланс

Матеріальний баланс процесу, що відбувається у біореакторі можна записати, як:

$$G_{\text{псв}} - G_{\text{бг}} - G_{\text{м}} - G_{\text{втр.в}} = G_{\text{ксв}}; \quad (3.40)$$

Витрата стічної води:

$$G_{\text{псв}} / \text{добу} \cdot \rho_{\text{в}} = 5000 \cdot 996 = 4980 \cdot 10^3$$

Втрати води при утворенні біогазу:

$$G_{\text{втр.в}} = 0,03 \cdot 961,8 = 29 \text{ кг / добу}$$

Витрата мулу:

$$G_{\text{м}} / \text{добу} \cdot \rho_{\text{м}} = 99,5 \cdot 1000 = 99,5 \cdot 10^3$$

Витрата біогазу:

$$G_{\text{бг}} = 961,8 \cdot 1,16 = 1116 \text{ кг / добу}$$

Тоді за матеріальним балансом кількість очищеної води становить:

$$G_{\text{ксв}} / \text{добу} = 4980 \cdot 10^3 - 1116 - 99,5 \cdot 10^3 - 29 = 4879 \cdot 10^3$$

3.9 Перевірка швидкості потоку рідини у біореакторі

Умова нормального перетікання процесу:

$$w_p < [w_{\text{ср}}], \quad (3.41)$$

$$\text{де } [w_p] = 0,06$$

Тобто витрата стічної води не повинна перевищувати:

$$[M] \neq [c \cdot w_{\text{ср}}] \cdot f = 0,06 \cdot 3 \cdot 3,6 = 0,648 \text{ }^3$$

Розрахуємо дійсну витрату стічної води у $\text{м}^3 / \text{с}$:

$$m = \frac{Q_{\text{псв}}}{24 \cdot 3600} = \frac{5000}{24 \cdot 3600} = 0,058 \text{ }^3$$

Умова виконується:

$$v < [v] \quad \Leftrightarrow \quad 0,058 \frac{M^3}{c} < 0,6 \frac{M^3}{c}. \quad (3.42)$$

3.10 Тепловий баланс

Рівняння теплового балансу запишемо, як:

$$Q = Q_{\text{ап}} + Q_{\text{прих}}, \quad (3.43)$$

де $Q_{\text{ап}}$ – тепло, що йде на нагрівання апарату:р

$$Q_{\text{ап}} = G_{\text{ап}} \cdot c_{\text{ап}} \cdot (t_{\text{пр}} - t_{\text{апп}}) = \frac{462 \cdot 30000 \cdot (33 - 20)}{24 \cdot 3600} = 2085 \text{ Вт};$$

$$Q_{\text{прих}} = Q_{\text{вигр}} \pm Q_{\text{р}} + Q_{\text{бг}} + Q_{\text{м}}. \quad (3.44)$$

Кількість теплоти, що втрачається з відводом відпрацьованої стічної води:

$$Q_{\text{в}} = G_{\text{в}} \cdot c_{\text{в}} \cdot (t_{\text{кв}} - t_{\text{хв}}) = \frac{4879 \cdot 10 \cdot 2}{3600 \cdot 24} = 472088 \text{ Вт}.$$

Для обчислення кількості теплоти, що виділяється чи втрачається під час реакції утворення біогазу, обчислимо за формулою Менделєєва [11]. Згідно з цією формулою у разі спалювання 1 кг речовини виділяється $Q_{\text{Дж}}$ тепла:

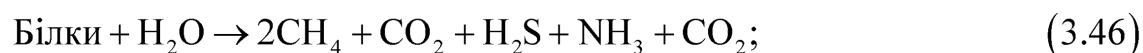
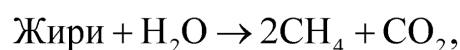
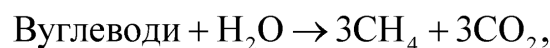
$$Q_{\text{Дж}} = 339,3C + 1256H - 109(S + O), \quad (3.45)$$

де C, H, O, S – відсотковий вміст елемента в брутто-формулі речовини.

При цьому

$$C + H + O + S = 100.$$

Рівняння розпаду органічних речовин при анаеробному зброджуванні вуглеводів, жирів та білків [10]:



Розрахуємо тепловий ефект цих реакцій. Враховуючи те, що вміст сірководню та амоніаку в отриманому біогазі $< 1\%$, розрахунком теплоти, що необхідна для їх синтезу знехтуємо.

Тепло, що виділяється при згорянні 1 кг вуглеводів, які мають брутто-формулу $C_6H_{10}O_5$ та молекулярну масу $M_{\text{вугл}} = 162 \text{ г / моль}$:

$$Q_{\text{вугл}} = 339,3 \cdot \frac{6 \cdot 12 \cdot 100}{162} + 1256 \cdot \frac{10 \cdot 1 \cdot 100}{162} - 109 \cdot \left(\frac{5 \cdot 16 \cdot 100}{162} - 0 \right) = 17450 \text{ ———.}$$

Для 1 кг жирів $C_{55}H_{104}O_6$ $M_{\text{ж}} = 860 \text{ г / моль}$:

$$Q_{\text{ж}} = 339,3 \cdot \frac{55 \cdot 12 \cdot 100}{860} + 1256 \cdot \frac{104 \cdot 1 \cdot 100}{860} - 109 \cdot \left(\frac{6 \cdot 16 \cdot 100}{860} - 0 \right) = 40011 \text{ ———.}$$

Для 1 кг білків $C_{4,25}H_{7,5}N_{1,8}O_{1,5}S_{0,006}$ $M_{\text{б}} = 99,212 \text{ г / моль}$:

$$Q_{\text{б}} = 339,3 \cdot \frac{4,25 \cdot 12 \cdot 100}{99,212} + 1256 \cdot \frac{7,5 \cdot 1 \cdot 100}{99,212} - 109 \cdot \left(\frac{1,5 \cdot 16 \cdot 100}{99,212} - \frac{0,006 \cdot 32 \cdot 100}{99,212} \right) = 23421 \frac{\text{кДж}}{\text{кг}}.$$

Кількість теплоти, що виділяється під час згоряння кінцевих продуктів, а саме для 1 кг метану CH_4 $M_{CH_4} = 16 \text{ г / моль}$:

$$Q_{CH_4} = 339,3 \cdot \frac{1 \cdot 12 \cdot 100}{16} + 1256 \cdot \frac{4 \cdot 1 \cdot 100}{16} = 56847,5 \text{ ———}$$

та для 1 кг вуглекислого газу CO_2 $M_{CO_2} = 44 \text{ г / моль}$:

$$Q_{O_2} = 339,3 \cdot \frac{1 \cdot 12 \cdot 100}{44} - 109 \cdot \frac{2 \cdot 16 \cdot 100}{44} = 1326,4 \text{ ———.}$$

Визначення загальної кількості тепла, що виділяється під час згоряння вихідних речовин:

$$Q = Q_{\text{б}} \cdot m_{\text{б}} \cdot a_{\text{б}} + Q_{\text{ж}} \cdot m_{\text{ж}} \cdot a_{\text{ж}} + Q_{\text{вугл}} \cdot m_{\text{вугл}} \cdot a_{\text{вугл}} =$$

$$= 1114 \cdot 0,48 \cdot 24321 + 823 \cdot 0,7 \cdot 40011 + 430 \cdot 0,625 \cdot 17450 = 40745 \cdot 10^6 \frac{\text{Дж}}{\text{кг}};$$

де $m_b, m_j, m_{\text{вугл}}$ – відповідно маси білків, жирів та вуглеводів у стічній воді та активному мулі:

$$m_b = O_{\text{prt}}^{\text{oc}} \cdot c_{\text{сyx}} + M_{\text{prt}}^{\text{M}} \cdot 0,187 = 0,88 \cdot 10^{-3} + 2,545 \cdot 10^{-3} = 3,425 \cdot 10^{-3} \text{ кг};$$

$$m_j = O_{\text{fat}}^{\text{oc}} \cdot c_{\text{сyx}} + M_{\text{fat}}^{\text{M}} \cdot 0,314 = 0,88 \cdot 10^{-3} + 2,545 \cdot 10^{-3} = 3,425 \cdot 10^{-3} \text{ кг};$$

$$m_{\text{вугл}} = O_{\text{gl}}^{\text{oc}} \cdot c_{\text{сyx}} + M_{\text{gl}}^{\text{M}} \cdot 0,257 = 0,88 \cdot 10^{-3} + 2,545 \cdot 10^{-3} = 3,425 \cdot 10^{-3} \text{ кг};$$

та кількості тепла, що виділяється під час згоряння кінцевих продуктів:

$$Q^- = (\nu_{\text{CH}_4} Q_{\text{CH}_4} + \nu_{\text{CO}_2} Q_{\text{CO}_2}) G_{\text{бг}} = (0,36 \cdot 56847,5 + 0,64 \cdot 1326,4) \cdot 1116 = 23786 \cdot 10^6.$$

Тоді загальна кількість теплоти реакції становить:

$$Q_{\text{р}} = Q^+ - Q^- = \frac{40745 \cdot 10^6 - 23786 \cdot 10^6}{24 \cdot 3600} = 196,3 \cdot 10^3$$

Кількість теплоти, що втрачається з утвореним біогазом:

$$Q_{\text{бг}} = G_{\text{бг}} (t_{\text{бг}} - t) = 2,024 \cdot \frac{1116}{3600 \cdot 24} = 0,052 \text{ Вт}.$$

Кількість теплоти, що втрачається з мулом:

$$Q_{\text{м}} = G_{\text{м}} (t_{\text{м}} - t) = 4190 \cdot \frac{99,5 \cdot 10^3}{3600 \cdot 24} = 9650,58 \text{ Вт}.$$

Кількість теплоти, що витрачається на нагрів апаратури та інші втрати становить 3–5 % від загальної втрати теплоти, тому:

$$Q = 1,05 (Q_{\text{ап}} + Q_{\text{прих}}) = 1,05 (Q_{\text{ап}} + Q_{\text{витр}} \pm Q_{\text{р}} + Q_{\text{бг}} + Q_{\text{м}}). \quad (3.47)$$

$$Q_{\text{прих}} = 1,05 \cdot (2085 + 472088 - 196,3 \cdot 10^3 + 0,052 + 9650,58) = 1,31 \cdot 10^6 \text{ Вт}.$$

3.11. Тепловий розрахунок процесу нагрівання у біореакторі

Витрата води у змішувачах становить:

$$G_{\text{взм}} / c = \frac{Q}{c_{\text{в}} \Delta t} = \frac{1,31 \cdot 10^6}{4200 \cdot (95 - 85)} = 31,2 \quad ()$$

$$\Delta C_{\text{сп}} = \frac{\Delta t_{\text{г}} - \Delta t_{\text{м}}}{\ln \frac{\Delta t_{\text{г}}}{\Delta t_{\text{м}}}} = \frac{64 - 52}{\ln \frac{64}{52}} = 58,49 \quad ()$$

$$\text{де } \Delta C_{\text{г}} = 95 - 31 = 64 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \Delta C_{\text{м}} = 52 - 33 = 19 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

Орієнтовний коефіцієнт теплопередачі в умовах, де $Re > 10^4$ буде $K \approx 800 \text{ К} \cdot (^\circ\text{C})^{-1}$.

Тоді орієнтовна площа поверхні змієвика, виходячи з основного рівняння теплопередачі:

$$F_{\text{зм}} = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{\text{сп}}} = \frac{1,31 \cdot 10^6}{800 \cdot 58} = 28,2 \text{ м}^2 \quad ()$$

Обираємо змієвик з трубами $d_{\text{зм}} \times s_{\text{зм}} = 165 \times 4,5$.

Швидкість потоку рідини:

$$w_{\text{зм}} / c = \frac{G_{\text{взм}}}{\rho \cdot f_{\text{зм}}} = \frac{4 \cdot G_{\text{взм}}}{\rho \cdot \pi \cdot d_{\text{зм}}^2} = \frac{4 \cdot 31,2}{965 \cdot 3,14 \cdot 0,155^2} = 1,83 \quad ()$$

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{w_{\text{зм}} \cdot d_{\text{зм}} \cdot \rho}{\mu} = \frac{1,83 \cdot 0,191 \cdot 965}{0,315 \cdot 10^{-3}} = 840742.$$

Критерій Прандтля:

$$Pr = \frac{c \mu}{\lambda} = \frac{4200 \cdot 0,315 \cdot 10^{-3}}{0,68} = 1,95.$$

Критерій Нуссельта:

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} = 0,023 \cdot 840742^{0,8} \cdot 1,95^{0,4} = 1650. \quad (3.52)$$

Коефіцієнт передачі від гарячої води до стічної води:

$$\alpha_{3M} = \frac{B_{T_{3M}} \cdot \lambda}{d_{3M} K} = \frac{1650 \cdot 0,68}{0,154} = 7480 \frac{W}{m^2 \cdot K}. \quad (3.53)$$

З поправкою:

$$\alpha_{3M} = \alpha_{3M} \cdot \left(1 + 3,54 \frac{B_{T_{3M}}}{d_{3M}} \right) = 7480 \cdot \left(1 + 3,54 \cdot \frac{0,15}{3} \right) = 8804 \frac{W}{m^2 \cdot K}. \quad (3.54)$$

Швидкість руху стічної води візьмемо з питомої витрати води $m = 0,058 \text{ m}^3$:

$$w_{CB} = \frac{v}{f} = \frac{0,058}{3 \cdot 3,6} = 0,0054$$

Критерій Рейнольдса для стічної води:

$$Re_b = \frac{w_{CB} \cdot d_{CB} \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,0054 \cdot 0,165 \cdot 995}{0,76 \cdot 10^{-3}} = 1167.$$

Критерій Прандтля:

$$Pr = \frac{c\mu}{\lambda} = \frac{4180 \cdot 0,76 \cdot 10^{-3}}{0,62} = 5,12.$$

Критерій Нуссельта:

$$Nu = 1,01 \cdot Re^{0,62} \cdot Pr^{0,33} = 1,01 \cdot 1167^{0,62} \cdot 5,12^{0,33} = 138. \quad (3.55)$$

Коефіцієнт передачі від гарячої води до стічної води:

$$\alpha_2 = \frac{B_{T_2} \cdot \lambda}{d K} = \frac{138 \cdot 0,62}{0,165} = 519 \frac{W}{m^2 \cdot K}.$$

Коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{B_T}{\frac{1}{\alpha_{3M}} + \frac{\delta_{3M}}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{8804} + \frac{0,0045}{46,5} + \frac{1}{519}} = 468 \frac{W}{m^2 \cdot K}. \quad (3.56)$$

Тоді поверхня теплообміну становить:

$$F_{3M} = \frac{Q}{K_{3M} \cdot \Delta t} = \frac{1,31 \cdot 10^6}{468 \cdot 58} = 42,57 \quad ()$$

Поверхня одного витка змійовика приблизно становить:

$$F_{зм} = \pi \cdot d_3 \left[l_1 + 2 \cdot \pi \left(R + \frac{d_3}{2} \right) \right] = 3,14 \cdot 0,15 \left[1,27 + 2 \cdot 3,14 \left(0,66 + \frac{0,165}{2} \right) \right] = 2,4 \text{ }^2$$

тому для забезпечення передачі теплоти нам необхідно така кількість витків:

$$n = \frac{F_{заг}}{F_{зм}} = \frac{42}{2,4} = 17,5. \quad (3.58)$$

У біореакторі ми маємо 3 перетинки між секціями, тому доцільно буде розташувати змійовики на цих перетинках з числом витків:

$$n' = \frac{n}{6} = \frac{17,5}{6} \approx 3.$$

3.12. Конструктивний розрахунок біореактора

3.12.1. Розрахунок поверхні завантаження

У корпусі біореактора встановлюється чотири секції завантаження, на яких розташовані полімерні листи (рисунк 3.4)

Розміри листа: $a = 3,6$ $b = 4,0$ м.

Поверхня одного листа завантаження:

$$F_l = 3,6 \cdot 4 = 14,4 \text{ }^2$$

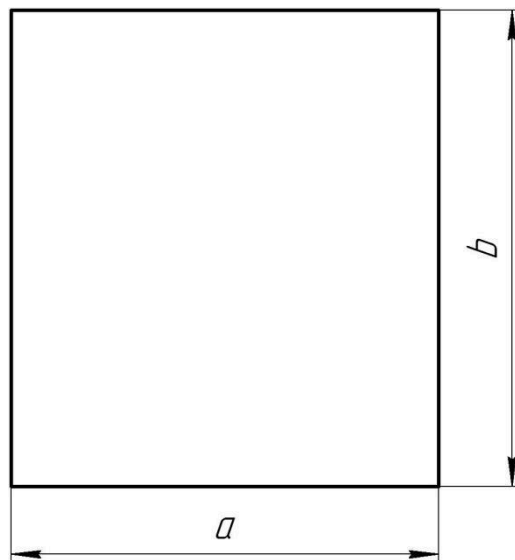


Рисунок 3.4 – Конструктивна схема листа завантаження.

Загальна поверхня завантаження:

$$M = 8 \cdot N \cdot F_{\text{л}} = 8 \cdot 140 \cdot 14,35916128 \quad ()$$

Тоді кількість листів за умовою, що довжина блоку листів секції завантаження досягає близько $l_{\text{л}} = 2900 \dots 3000$, товщина листа $s_{\text{л}} = 1$, відстань між листами $\delta = 20$:

$$N_{\text{л}} = \frac{l_{\text{л}}}{\delta + s_{\text{л}}} + 1 = \frac{2900 \dots 3000}{\delta + s_{\text{л}}} + 1 = 139 \dots 143.$$

Обираємо конструкцію з $N_{\text{л}} = 140$. Тоді довжина пакету листів секції завантаження:

$$l_{\text{л}} = (N_{\text{л}} - 1) \cdot (\delta + s_{\text{л}}) = (140 - 1) \cdot (1 + 20) = 2919$$

3.13. Конструктивний розрахунок зміювика

Згідно технологічного розрахунку обрані розміри труб зміювика (рисунок 3.5): $d_3 \times s_{\text{тр}} = 165 \times 4,5$ [29, 46].

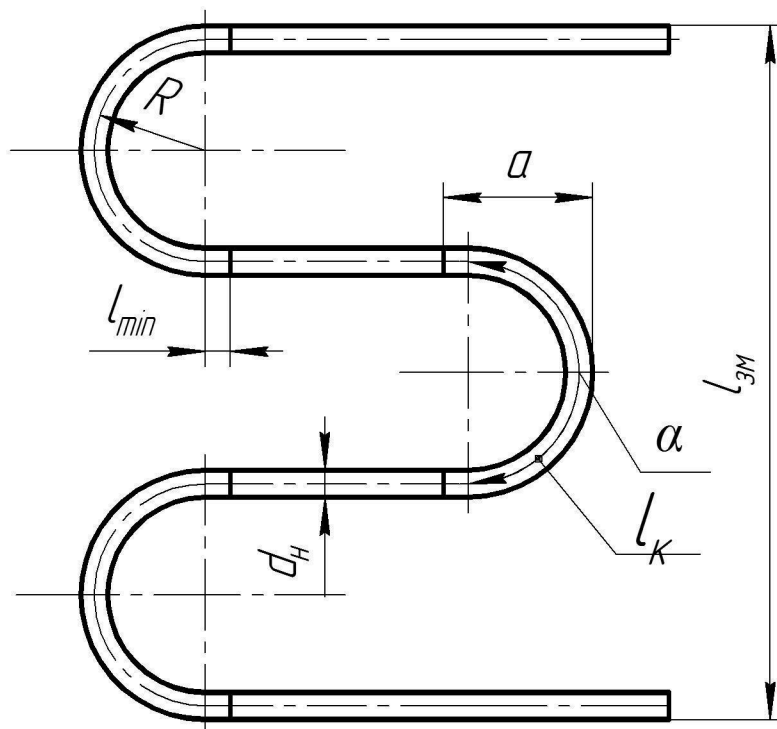


Рисунок 3.5 – Конструктивна схема змійовика.

За [29] радіус згину змійовика повинен відповідати умові:

$$R \geq 4d_3,$$

де R – радіус згину змійовика.

Довжину зігнутої частини труби визначають за формулою:

$$l_k = \frac{\pi \alpha}{180} \cdot \left(R + \frac{d_3}{2} \right) = \frac{3,14 \cdot 180}{180} \cdot \left(0,66 + \frac{0,165}{2} \right) = 2,33 \quad ()$$

де d_3 – зовнішній діаметр труби змійовика.

Найменша довжини прямої ділянки труби, необхідна для фіксування кінця труби при згині обирається за ГОСТ 3262-75 і дорівнює $l_{\min} = 230$

Довжина l_{3M} становить:

$$l_{3M} = 3 \cdot 2R + d_3 = 6R + d_3 = 6 \cdot 0,66 + 0,165 = 4,125 \quad ()$$

3.14. Рекомендації з монтажу та експлуатації апаратів

3.14.1. Монтаж

Перед початком монтажу виконують плануючі та транспортні роботи, прокладку допоміжних трубопроводів та електричного кабелю, установку приладів, монтажного та такелажного інструмента. Проводять підготовчі роботи, пов'язані з оглядом та перевіркою стану всіх частин та вузлів апарата. При цьому особливу увагу необхідно звернути на присутність в конструкції арматури, приладів, кришок, заглушок, болтів, прокладок та інших деталей, які забезпечують герметичність системи.

Для дотримання правильного експлуатаційного режиму використовуючих установок необхідні:

- справність і безперебійність роботи устаткування;
- високий рівень кваліфікації обслуговуючого персоналу;
- забезпечення необхідними видами енергії і раціональна її витрата.

Для безперебійної роботи устаткування необхідний: достатній резерв основного і допоміжного устаткування і дотримання правил технічної експлуатації, своєчасне виконання планово-попереджувальних ремонтів устаткування і наявність запасних частин для вузлів і деталей, які швидко зношуються.

Складальні роботи з монтажу полягають в установці апаратів на металоконструкції, установці і приєднанні допоміжного устаткування, приєднання трубопроводів, деталей вузлів підведення і відводу продуктів, установці приладів теплового контролю й автоматичного регулювання. У процесі монтажу виявляються й усуваються дефекти конструкції і виготовлення апаратури. Одночасно здійснюється налагодження роботи апаратів з метою підготовки до експлуатації.

У процесі монтажу виявляються та видаляються дефекти конструкції та виготовлення апаратів. Одночасно здійснюється наладка роботи деталей та механізмів з метою підготування обладнання до експлуатації.

Проектом виробництва монтажних-складальних робіт передбачається наступна послідовність операцій складання:

- установка корпуса аппарата на металлоконструкцию;
- установка элементов, що знаходяться всередині апарата;
- припасування і приєднання всіх трубопроводів;
- установка арматури і контрольно-вимірювальних приладів;
- герметизація місць з'єднання апарата (кришок, фланців і т.д.);
- приєднання допоміжних механізмів і пристроїв;
- установка огорожень;
- випробування апарата на герметичність і здача інженеру

Держтехнагляду;

- пробна експлуатація установки;
- проведення теплоізоляційних робіт;
- здача установки в експлуатацію.

Газова система споруджується тільки після того, як встановлений біореактор і завершено загальний монтаж. Газопровід має бути захищеним від пошкоджень. Відвід газу відбувається у верхній частині реактора. Для газовідводу використовуються сталеві труби діаметром не менше 25 мм.

У систему газовідводу входять гідрозатвори, які представляють собою посудини, наповнені до половини водою. Вхідний трубопровід занурений у воду, а трубопровід, який відводить газ, розташований над водою.

Після монтажних робіт необхідно провести випробування апаратів на герметичність, міцність та щільність.

3.14.2. Випробування

Після закінчення монтажно-збиральних робіт апарати мають неодмінно пройти випробування. Спочатку проводять підготовчі роботи, пов'язані з оглядом та перевіркою стану всіх частин та вузлів апаратів. При цьому особливу увагу необхідно звернути на присутність в конструкції арматури, приладів, кришок, заглушок, болтів, прокладок та інших деталей, які забезпечують герметичність системи.

У програму випробувань входить гідравлічне та пневматичне випробування апарата разом з трубопроводами на тиск, який вказаний на кресленні. При випробуваннях виявляють герметичність та надійність роботи вентилів, кранів, клапанів та іншої арматури, а також щільність всіх роз'ємних з'єднань.

Підготовка теплообмінника до експлуатації включає перевірку витрат теплоносіїв, температур теплоносіїв на вході та на виході з апарату, тиск всередині апарата та в трубопроводі. При цьому слід звернути увагу на легкість та надійність управління технологічним процесом.

Етап підготовки біореактора включає в себе перевірку герметичності апарата і газової системи. Для цього до газової системи підключається манометр, перекриваються всі крани для того, щоб надлишковий тиск повітря в біореакторі можна було виміряти манометром.

Після внутрішнього та зовнішнього огляду та очищення заглушають всі отвори і штуцера. Через один тимчасовий ніпель наповнюють апарат водою. Ще два ніпелі необхідні для виходу повітря при наповненні його водою (верхній) та для спуску води після випробувань (нижній). Замість ніпелів можна використати штуцера. Температура води повинна бути не нижче температури оточуючого середовища, але не вище 40 °С. Після наповнення, за допомогою насоса, в апараті утворюють випробувальний тиск та підтримують його 5 хвилин. Потім знижують тиск до робочого та підтримують його 2 години. Одночасно проводять огляд апарата з метою виявлення дефектів. Результати випробувань визнають позитивними, якщо впродовж 2 годин тиск води знизився не більше ніж на 5 %.

Теплотехнічне випробування проводиться з метою виявлення відповідності експлуатаційних показників апаратів проектним показникам.

Перед початком випробувань у точках, передбачених схемою випробування, встановлюють контрольно-вимірювальні пристрої. Випробування починають тоді, коли апарат працює при встановленому режимі. Після випробувань складається матеріальний та тепловий баланс.

Результати випробувань виявляють дефекти та недоліки, які заносять в акт випробувань на конкретно взятий апарат.

Апарати вважаються прийнятим в експлуатацію після підписання акту з боку представників монтажною організацією та замовника.

3.14.3. Експлуатація

Перед введенням апарата в експлуатацію необхідно: провести випробування; усунути дефекти та недоробки; окрасити та ізолювати апарат. Експлуатацію апарата ведуть за інструкцією. Для дотримання правильного експлуатаційного режиму використовуючих теплоустановок необхідні:

- справність і безперебійність роботи устаткування;
- високий рівень кваліфікації обслуговуючого персоналу;
- забезпечення необхідними видами енергії і раціональна її витрата.

Для безперебійної роботи устаткування необхідний: достатній резерв основного і допоміжного устаткування і дотримання правил технічної експлуатації, своєчасне виконання планово-попереджувальних ремонтів устаткування і наявність запасних частин для вузлів і деталей, які швидко зношуються.

При експлуатації центрифуги не слід допускати забивання осадом вікна вивантаження, так як це може призвести до гальмування ротора і зупинці машини.

Під час експлуатації апарата необхідно дотримуватися правил техніки безпеки, встановлених на виробництві.

3.14.4. Рівень стандартизації та уніфікації

При прискоренні конструкторської підготовки виробництва на підприємствах мікробіологічної та фармацевтичної промисловості велике значення має послідовність проектування устаткування і виробів, яка здійснюється на основі стандартизації та уніфікації відповідних деталей і вузлів.

Під стандартизацією розуміють проведене в масштабах країни обмеження доцільним мінімумом числа окремих типорозмірів. Стандартизація дозволяє адаптувати технологічне устаткування у відповідні технологічні схеми, що у свою чергу дозволяє здійснювати оборотність конструкцій, тобто змінювати в технологічній схемі апарати місцями. Метою стандартизації є створення системи нормативно-технічної документації, що визначатиме прогресивні вимоги до продукції, що виготовляється, до її розробки, виробництва та застосування, а також контроль за достовірністю використання цієї документації.

Під уніфікацією розуміють конструктивну тотожність деталей і вузлів у різних видах устаткування. За рахунок стандартизації й уніфікації можна досягти обмеження застосування оригінальних деталей і вузлів.

Якісною оцінкою вищевказаних понять є рівень стандартизації й уніфікації, який визначається відношенням кількості найменувань стандартних деталей і складальних одиниць до загальної кількості деталей і виробів у специфікації.

Застосування стандартів сприяє поліпшенню якості продукції, підвищенню рівня уніфікації і взаємозамінності, розвитку автоматизації виробничих процесів, росту ефективності експлуатації і ремонту виробу.

Розрахунок коефіцієнтів стандартизації та уніфікації проведемо за наступними формулами:

$$K_c = \frac{n_c}{N},$$

де: K_c – коефіцієнт стандартизації;

n_c – кількість стандартних деталей та виробів;

N – загальна кількість деталей та виробів.

$$K_y = \frac{n_s + n}{N},$$

де: K_y – коефіцієнт уніфікації;

n_c – кількість стандартних деталей та виробів;

n_s – кількість запозичених деталей та виробів;

N – загальна кількість деталей та виробів.

Розрахуємо коефіцієнти стандартизації та уніфікації для апаратів, що входять до складу лінії очистки стічної води:

Для теплообмінника кожухотрубчатого:

$$K_c = \frac{n_c}{N} = \frac{226}{230} = 0,98;$$

$$K_y = \frac{n_s + n}{N} = \frac{226 + 4}{230} = 1;$$

Для біореактора:

$$K_c = \frac{n_c}{N} = \frac{332}{538} = 0,62;$$

$$K_z = \frac{n_c + n}{N} = \frac{332 + 45}{538} = 0,70;$$

Для центрифуги відстійної шнекової:

$$K_c = \frac{n_c}{N} = \frac{68}{73} = 0,93;$$

$$K_z = \frac{n_c + n}{N} = \frac{68 + 3}{73} = 0,97;$$

У даному проекті при розробці лінії очистки стічної води фармацевтичних підприємств було використано максимально можливу кількість стандартних та уніфікованих деталей, за рахунок чого вдалось суттєво зменшити витрати на виготовлення деталей апаратів лінії та на заміну окремих їх частин при ремонті.

3.14.5. Охорона праці та безпека в надзвичайних ситуаціях

З технологічної частини видно, що в цеху мають місце шкідливі, вибухонебезпечні речовини і матеріали, використовується електрична, механічна та теплова енергія. Транспорт сировини та готової продукції представлений конвеєрами та трубопроводами. Отримання біогазу (який складається приблизно із 63 % метану, 32% вуглекислого газу та приблизно 5% інших неорганічних речовин, таких, як водяна пара, водень, кисень, азот, сірководень та аміак) є одним із головних небезпечних факторів, якому в першу чергу слід привернути увагу з метою дотримання правил охорони праці та безпеки персоналу виробництва.

Проект виконаний з урахуванням вимог промислової санітарії, безпеки та екології. В даному розділі на основі результатів аналізу небезпечних, шкідливих виробничих факторів (НШВФ) розроблені заходи і засоби створення в цеху здорових, безпечних умов праці і пожежної безпеки.

3.15. Виявлення та аналіз шкідливих і небезпечних виробничих факторів.

Заходи з охорони праці

3.15.1. Повітря робочої зони

Згідно з діючим стандартом ДСН 3.3.6.042-99 Норми мікроклімату на виробництві, що проектується, виконуються роботи легкої та середньої категорії важкості.

Стандартні норми мікроклімату представлені в таблиці 3.3.

Таблиця 3.3 Оптимальні норми мікроклімату робочої зони згідно ДСН 3.3.6.042-99

Період року	Категорія робіт	Температура, °C		Оптимальна вологість, %	Швидкість руху повітря, м/с
		оптимальна	допустима		
Холодний	Легка Іб	21 - 23	20 - 24	40 – 60	0,1
	Середньої важкості Іа	18 – 20	17 – 23	40 – 60	0,2
Теплий	Легка Іб	22 - 24	21 – 28	40 – 60	0,2
	Середньої важкості Іа	21 – 23	18 – 27	40 – 60	0,3

Межі допустимої температури поверхні обладнання розраховуються за формулою [51]:

$$t_{\text{доп.пов.обл}} = t_{\text{опт.р.з}} + 2 = 24^{\circ}$$

де $t_{\text{доп.пов.обл}}$ – допустима температура поверхні обладнання;

$t_{\text{опт.р.з}}$ – оптимальна температура повітря робочої зони.

За способом організації повітрообміну передбачені загальнообмінна вентиляція. Також на виробництві передбачено аварійна вентиляція [40].

Характер праці робітників зводиться до спостереження за технологічними процесами дотримання технологічного режиму та самостійного виконання ряду технологічних операцій (підготовка приміщень та обладнання до роботи, відбір проб та їх аналіз).

До НШВФ, які шкодять нормалізації мікроклімату, належать підвищену запиленість та загазованість повітря робочої зони цеху, що проектується. Слід враховувати, що більшість зазначених НШВФ мають місце лише у випадку аварії та виробничої неполадки.

Для нормалізації мікроклімату проектом передбачені наступні заходи:

- герметизація технологічного обладнання;
- теплоізоляція технологічного обладнання;
- усунення небезпечних та шкідливих газів за рахунок місцевої вентиляції;
- система припливної витяжної вентиляції у виробничих приміщеннях;
- кондиціонування повітря робочої зони;
- використання засобів індивідуального захисту (спецодяг, шапочки, спецвзуття);
- система опалення;
- передбачена система контролю мікроклімату (психрометри, спиртові термометри та анемометри, газоаналізатори, автоматична система контролю кількості газів в повітрі) [40].

3.15.2. Виробниче освітлення

Згідно ДБН В.2.5-28-2006 у цехах виконуються роботи з підрозділу зорових умов IVa. Для цеху, який ми проектуємо вибираємо природне, штучне і суміщене освітлення [52].

У таблиці 3.2. представлені норми освітленості приміщень відповідно до ДБН В 2.5-28-2006.

Таблиця 3.2. Санітарні норми освітленості приміщень при штучному освітленні і КПО при природному і суміщеному освітленні

Характер истика зорової роботи	Р озряд робот и	Штучне освітлення, лк		КПО, %	
		Комбі новане	За гальне	При родне, бічне	Сум іщене, верхнє і бічне
Середньо ї точності	I Va	750	30 0	1,5	0,9

Система природного освітлення – бічна.

Проект передає системи штучного робочого і аварійного освітлення для забезпечення виробничого процесу і для продовження роботи у випадку відключення робочого. А також евакуаційне, яке пропонується влаштовувати в проходах, на сходових клітках.

Для освітлення виробничих приміщень передбачені вологонепроникні та вибухозахищені світильники типу ВЗГ-300 з типами ламп ДРЛ та ДРИ. Місцеве освітлення створюється при використанні світильників типу ВЗГ-20 з лампами типу ДРЛ.

Сигнальне, аварійне та евакуаційне штучне освітлення згідно з галузевими стандартами створено за допомогою ламп розжарювання типу СПО-200.

Вимірювання та контроль освітленості передбачається проводити один раз на рік з використанням люксметра Ю-117.

Для підвищення рівномірності розподілення світла стелю, підлоги та стіни передбачено пофарбувати у кремовий колір, виробниче обладнання – у блакитний колір, рухомі частини – у жовтий, відкриті механізми – у червоний.

3.15.3. Виробничий шум та вібрації

На даному виробництві основними джерелами виникнення шуму та вібрації є система вентиляції, насоси, компресори та технологічне обладнання [37]. При роботі насосів та компресорів рівень звукового тиску досягає при звуковій частоті 1000 Гц - 110-120 дБ. Рівні шуму на відстані 5м, які спричинені повітряними компресорами, становлять 56 дБ, а витяжними вентиляторами - 55 дБ.

За ДСН 3.3.6.037-99 «Санітарні норми виробничого шуму, ультразвуку та інфразвуку» для виробничих приміщень ГДР=80 дБ при звуковій частоті 1000 Гц.

Наявна технологічна вібрація від систем вентиляції насосів та компресорів - 100 дБ при 1000 Гц.

Проектом передбачені наступні заходи з метою зниження рівня шуму та вібрації:

- застосування обладнання з малими габаритами обертових деталей і електродвигунами малої потужності (до 5,0 кВт), від яких надходить шум невисокого рівня (до 40 дБА), що лежить в межах допустимого (не вище 80 дБА);
- установка кондиціонера і вентилятора у вентиляційній камері для вентустаткування та на даху;
- з'єднання кондиціонера і вентиляторів з повітропроводами за допомогою гнучких вставок;
- установка вентиляторів на віброізоляторах;
- ретельне балансування колеса вентилятора при його монтажу;
- центрифуга установлена на фундаменті, виконаному з урахуванням динамічних навантажень (занурений та ізольований по периметру матеріалами, що демпфують вібрацію) [37].
- використовується віброізоляція, під вібруюче устаткування ставляться амортизатори вібрацій, виготовлені із сталейних пружин, використовуються вібропоглинаючі та віброізолюючі матеріали та конструкції.

Для вимірювання і аналізу шуму і вібрації передбачені шумоміри ВШВ - 003 і частотні аналізатори.

Кондиціонери та витяжні вентилятори встановлені у вентиляційних камерах.

3.15.4. Електробезпека

Основними вірогідними причинами ураження електричним струмом є: випадковий дотик до струмоведучих частин, які знаходяться під напругою, та поява напруги на металічних конструктивних частинах електрообладнання – статична напруга [37].

Електричне обладнання цеху живиться від трьохфазної чотирьохпровідної електричної мережі промислової частоти, напруги 380/220 В з глухо заземленою нейтраллю.

Величина струму $I_{\text{ч}}$, що проходить через людину при однофазному дотику,

визначають за формулою 8.6, а напруга дотику $U_{\text{дот}}$ за формулами:

$$U_{\text{дот}} = I_{\text{л}} \cdot R_{\text{л}}, \text{ В}$$

де $U_{\text{ф}} = 220$ – фазна напруга, В; $R_{\text{л}} = 2000$ – опір тіла людини, Ом; $R_0 = 4$ – опір нейтралі заземлення, Ом.

$$U_{\text{дот}} = 0,1098 \cdot 2000 = 220 \text{ В.}$$

Так як значення струму і напруги значно більше допустимих ($I_{\text{л, доп}} = 6$ мА, $U_{\text{дот, доп}} = 36$ В), то даний цех відноситься до II класу приміщень з підвищеною небезпекою.

Для забезпечення колективної електробезпеки передбачені: занулення, захисне відключення, вирівнювання потенціалів, ізоляція струмоведучих частин, електричне розділення мереж, захисні пристрої, блокування, застережна сигналізація, знаки безпеки, попереджувальні плакати.

Для захисту працівників при виконанні робіт в умовах електричного поля, параметри якого перевищують допустимі, застосовуються індивідуальні

спеціальні комплекти одягу та взуття та інші засоби індивідуального захисту (НПАОП 0.00-4.26-96).

На підприємстві можливі джерела електризації.

З метою забезпечення захисту від електризації проектом передбачений ряд запобіжних заходів [37]:

- заземлення корпусів обладнання, трубопроводів, повітропроводів, електродвигунів, металічних корпусів щитів та металічних корпусів світильників (третьою жилою живильного кабелю);
- використання радіоізотопних нейтралізаторів;
- обладнання електропровідних підлог та покриття площадок електропровідною гумою марок ИД-53, КР-388;
- електроізоляція струмоведучих частин (полівінілхлоридна та гумова ізоляція);
- використання спецодягу (спецодяг працюючих виготовлений із безворсової або бавовняної тканини, та взуття (електропровідне, на шкіряній підшві));
- щозмінне вологе прибирання приміщень, систематична очистка обладнання, вентиляційних системи та конструкції будинків від пилу;
- клинописові передачі змащують сумішшю гліцерину та сажі.
- використання малих напруг для живлення електроінструментів та світильників стаціонарного освітлення (номінальна напруга не перевищує 42 В);
- подвійна ізоляція струмоведучих частин електрообладнання (компаунди, емалі, ізоляція кабелю та проводів, пластмасовий корпус машини, ізолююча втулка).

У електричних мережах напругою до 1000 В захисні засоби представлені оперативними і вимірювальними штангами, ізолюючими струмовимірювальними кліщами, показчиками напруг, а також діелектричними рукавичками, гумовими килимками і ізолюючими підставками. Передбачені

захисні засоби (переносні огорожі), захисні пристрої - електрошафи, що закриваються суцільними або сітчастими огорожами.

Також в проекті передбачено захист силових мереж від короткого замикання та перевантаження виконаний автоматичними вимикачами

3.16. Безпека в надзвичайних ситуаціях

3.16.1. Безпека технологічних процесів і обслуговування устаткування

З метою безпечного проведення технологічного процесу перед початком роботи обслуговуючий персонал візуально перевіряє: наявність і цілісність заземлення на обладнанні (насоси, компресор, біореактор, центрифуга, газгольдер); справність гідрозатворів та вогнеперешкоджувачів, наявність захисних огорожень та кожухів на частинах механізмів, що рухаються й обертаються, стан ущільнювальних прокладок на фланцевих з'єднаннях; наявність і цілісність теплоізоляції на парових комунікаціях; справність контрольно-вимірювальних приладів; справність і ефективність роботи вентиляції; наявність та ефективність роботи місцевих витягів від місць з можливим викидом в навколишнє середовище шкідливих речовин; наявність та справність електроблокувань та блокувань безпеки; роботу технологічного і вентиляційного обладнання пробним пуском на холостому ході; дієздатність запобіжних клапанів. Експлуатація газового обладнання проводиться згідно Правил безпеки у газовому господарстві.

На підвідних газопроводах передбачені електромагнітні клапани, що заблоковані із сигналізаторами загазованості повітря. При заповненні газом газопроводи продуваються їм через скидні свічки до витіснення всього повітря, а при звільненні від газу продуваються повітрям до витіснення всього газу. Ці вимоги обумовлені тим, що при об'ємній концентрації природного газу в повітрі 0,05 – 0,15 (5-15%) утворюється вибухонебезпечна суміш. Із скидних свічок газ викидається в тих місцях, де він не може потрапити в будівлі і де усунена можливість його займання від якого-небудь джерела вогню.

Перед початком роботи пристроїв, що споживають газ, перевіряється автоматика безпеки, яка забезпечує перекриття подання газу до пальників при порушенні нормального режиму роботи установки, зупинці димососу і вентилятора, а також системи контрольної сигналізації.

На газопроводах встановлюється лише сталева арматура. Газопроводи марковані жовтим кольором і відповідними позначеннями напрямку потоку руху.

В усіх трубопроводах на виробництві тиск не перевищує 0,3 МПа.

У процесі роботи все технологічне обладнання маркується відповідними ідентифікаційними картками в яких вказано: "Обладнання в роботі, препарат, дата, оператор та майстер".

3.16.2. Пожежна безпека

Найбільш вибухонебезпечним та пожежонебезпечним фактором у виробництві є наявність метану у біогазі (приблизно 63%).

Можливими причинами запалення та вибуху на виробництві, що проектується є: необережне поводження з вибухопожежонебезпечними речовинами та матеріалами (метан, деякі органічні речовини), випадки витoku біогазу, які зумовлені пошкодженням газопроводів або несправністю регулюючих приладів [39]. Джерелом запалення може бути коротке замикання в електрообладнанні, іскри електричного та механічного походження, розряди атмосферної електрики (прямий удар блискавки в будівлю, занесення високих потенціалів блискавки у під'єднані до будівлі дроти та інші провідники).

Пожежна безпека виробничих приміщень забезпечується наступними проектними та інженерно-технічними рішеннями, що направлені на попередження виникнення пожежі та вибуху і забезпечення вибухопожежної та пожежної безпеки:

- обов'язкове проходження інструктажу з пожежної безпеки для всього персоналу;

- передбачені плани швидкої евакуації людей та цінностей на випадок пожежі;
- розташування цеху в окремій будівлі зі скідними панелями, ступінь вогнестійкості – І;
- автоматичне і дистанційне регулювання обладнанням;
- блискавкозахист виробничих приміщень (одиначний тросовий блискавковідвід, занурений заземлювач блискавковідводу та токовідвід);
- довжина евакуаційних шляхів (58 м) та ширина дверей (0,7 м) відповідають ДБН В.1.1-7-2002 «Пожежна безпека об'єктів будівництва»;
- надійна герметизація рухомих та нерухомих з'єднань технологічного обладнання, своєчасне змащування підшипників машин та механізмів;
- теплоізоляція нагрітих поверхонь;
- систематичний контроль натягу привідних пасів, стрічок конвеєрів з метою виключення їх пробуксовки;
- застосування систем контролю, попереджувальної та аварійної сигналізації.

У виробничому приміщенні передбачена необхідна кількість первинних засобів пожежогасіння. Витрати води на внутрішнє пожежогасіння передбачено в кількості 2,5 л/с, на зовнішнє пожежогасіння в кількості 10 л/с [38,53].

Результати визначення категорій технологічних блоків, приміщень за вибухопожежною та пожежною небезпекою, класифікація вибухонебезпечних і пожежонебезпечних зон щодо застосування електрообладнання дають привід вважати їх належними категорії В.

3.16.3. Розрахунок надлишкового тиску при вибуху

Розрахуємо надмірний тиск вибуху для найбільш несприятливого випадку витоку біогазу із біореактора чи газгольдера. Так як метан – це індивідуально горюча речовина, що складається з атомів С та Н, то розрахунок надмірного тиску вибуху проведемо за наступною формулою:

$$\Delta P = (P_{\max} - P_0) \cdot \frac{m \cdot z}{V_B \cdot \rho} \cdot \frac{100}{C_{cm}} \cdot \frac{1}{K},$$

де $P_{\max} = 900$ – максимальний тиск вибуху стехіометричної газової суміші;

$P_0 = 101325$ – початковий тиск;

$m = 30$ – маса горючого газу, що вийшов в результаті розрахованої аварії в приміщенні;

$z = 0,5$ – коефіцієнт участі горючої речовини у вибуху;

$V_B = 0,8 \cdot 2560 = 2048$ – вільний об'єм приміщення;

$\rho = 0,72$ кг/м³ – густина метану;

$C_{cm} = \frac{100}{1 + 4,84 \cdot \beta} = \frac{100}{1 + 4,84 \cdot 1} = 17$ – стехіометрична концентрація метану;

- – коефіцієнт негерметичності приміщення і недіабатичності горіння.

Висновки

Проведені дослідження впливу гідродинаміки на процес одержання біогазу в анаеробних умовах. Так, в біореакторі з перемішуючим пристроєм створюється режим подібний до режиму псевдозрідження. При цьому в біореакторі спостерігається гідродинамічний стан, при якому не руйнується біоплівка і вона утримується на інертних носіях. Це є характерною відмінністю від процесу псевдозрідження, при якому в наслідок інтенсивної циркуляції рідини можливий відрив біоплівки від поверхні інертних носіїв.

Біоплівка утримується на інертних носіях до певної величини числа обертів перемішуючого пристрою (певне значення критерія Рейнольдса Re). При перевищенні цієї величини відбувається відрив біоплівки від носіїв, тим самим зменшується поверхня контакту біоплівки зі стічною водою, що призводить до зменшення кількості виділеного біогазу.

4. Розробка стартап-проекту

На сьогоднішній день при очистці стічних вод одним з проблемних питань є утилізація та переробка надлишкового активного мулу з міських станцій аерації. З різних причин більшість очисних станцій не мають можливості утилізувати осад комунально-побутових стічних вод. Тому, як наслідок він накопичується у великих кількостях на мулових майданчиках

Для вирішення цієї проблеми можна запропонувати спосіб переробки активного мулу з станцій аерації на альтернативне біопаливо, за допомогою зневоднення та подальшої переробки у паливні брикети.

Це зумовлено тим, що сухий залишок активного мулу містить органічні речовини, що являються значним джерелом енергії і їх доцільно використовувати у якості палива. Також запаси відходів для переробки сягають мільйони тон по Україні, це є достатньою умовою для промислового виготовлення палива, яке в гранулах зручно зберігати, що значно зменшує площі та об'єми необхідні для зберігання активного мулу. І в свою чергу вартість виготовлення пелетів з мулу буде значно нижчою від конкурентів, при використанні активного мулу його вартість можна сказати буде нульова (бо це буде вирішення проблем накопичення мулу), коли при виготовленні звичайного брикетованого палива сировина закупається.

Розроблена технологія отримання паливних гранул, які використовують в якості твердого палива дозволить виробляти пелети близькі по характеристикам до звичайних але вартість буде набагато нижчою. Проведені досліді показують, що перероблений активний мул в гранули може бути запропонований як часткова заміна кам'яного вугілля.

ТЕХНОЛОГІЧНИЙ АУДИТ ІДЕЇ ПРОЕКТУ

Технологія виготовлення паливних пелетів досить проста і не потребує вартісного обладнання, також не виникає проблем з сировиною бо на даний час кількість надлишкового активного мулу досить велика.

Навіть після впровадження технології виготовлення сировини буде в достатній мірі, бо очищення стічних вод це є необхідний і безперервний процес в результаті якого утворюється надлишковий активний мул.

Тобто ми бачимо що використання для виготовлення пелетів альтернативного матеріалу замість деревини, вугілля тощо, дає можливість вирішити декілька проблем сьогодення, по-перше це дозволить зменшити кількість дерев які використовують для виготовлення сировини для пелетів, по-друге активний мул є відновлюваним матеріалом і його використання не нашкодить навколишньому середовищу.

Тому доцільно і необхідно широко впроваджувати технології переробки активного мулу та відходів, що утворюються при очистці стічних, на альтернативне біопаливо. Це дозволить вирішувати проблеми утилізації надлишкових відходів їх зберігання, і дає можливість виробляти високоефективне екологічно чисте паливо з відновлювальних джерел сировини.

АНАЛІЗ РИНКОВИХ МОЖЛИВОСТЕЙ ЗАПУСКУ СТАРТАП-ПРОЕКТУ

Головними споживачами пелет на внутрішньому ринку є власники приватних будинків або окремих котеджних містечок. Причому експерти стверджують, що більш-менш стабільні ціни на вугілля та газ стримують розвиток ринку твердого біопалива в Україні.

Таблиця 21. Характеристика потенційних клієнтів стартап-проекту

№	Цільова аудиторія (цільові сегменти ринку)	Відмінності у поведінці різних потенційних цільових груп клієнтів
1	Великі електростанції, ТЕЦ	Прямий контракт між виробником і споживачем
2	Районні та місцеві котельні і ТЕЦ малої та середньої потужності	У більшості випадків вважають за краще працювати через посередників - торговельні компанії, що гарантують постійність поставок
3	Приватні споживачі (домовласники)	Багатоцільові оптово-роздрібні канали

Також можна виділити основні перешкоди для розвитку українського ринку твердого біопалива:

- Відсутність повноцінної інформаційної компанії з популяризації систем опалення на пелетах;
- Відсутність вертикально-інтегрованих компаній, що здійснюють установку і сервісне обслуговування опалювального обладнання, а також абонентські поставки твердого біопалива;
- Дороговизна спеціалізованого опалювального обладнання.

РОЗРОБЛЕННЯ РИНКОВОЇ СТРАТЕГІЇ ПРОЕКТУ

В результаті проведеного аналізу, можна сказати, що найбільший вплив робить фактор товарів-замінників, це є серйозною проблемою для розвитку галузі.

В нашому випадку поява товарів-замінників мінімальна бо основна сировина для пелетів це деревина.

Значний вплив, також надають постачальники сировини і споживачі галузі. Виробництво сильно залежить від доступного сировини для виробництва, а саме продуктів переробки деревини.

В нашій ідеї сировина є відновлювальна і постачання не є проблемою так як запаси сировини зараз сягають мільйонів тон, нікому не потрібного активного мулу.

Багато постачальників зосереджені в західних і північних областях України. Основний споживач - це країни ЄС, так як продукція стандартизована і має бути відповідного якості, то потрібно підлаштовуватися за якістю під їх умови і потреби.

Менший вплив роблять фактори конкуренції в галузі і поява нових конкурентів. В основному конкуренція виробників проявляється в можливості виходу на ринки ЄС, якщо продукція не відповідає стандартам ЄС, то продавати всередині країни буде складно, так як попит залишається невеликим.

При виробництві пелет з активного мулу великий акцент будується на тому, що це є екологічне паливо бо використовується відновлювальне джерело енергії.

РОЗРОБЛЕННЯ МАРКЕТИНГОВОЇ ПРОГРАМИ СТАРТАП-ПРОЕКТУ

На сьогоднішній день можна відзначити кілька основних факторів - це боротьба за скорочення емісії CO₂, отримання дотацій від урядів і податкових пільг при заміщенні вугілля твердим біопаливом і економічний ефект від використання пелет в приватних будинках, які раніше використовували природний газ як головний енергоносіє. Тобто, можна сказати, що попит в промисловому секторі створений штучно за рахунок дотацій та податкових пільг, а в приватному секторі - високими цінами на природний газ. Тому нарівні з пелетами люди також використовують і брикети, дрова та інші види твердого біопалива.

Якщо говорити про організацію виробництва пелет, рентабельність бізнесу залишає близько 30%, з терміном окупності 3,5 року.

У зв'язку з істотною привабливістю ринку виробництва пелет в Україні можна очікувати зростання кількості виробників і постачальників даної продукції.

На практиці нові компанії функціонують близько 6 міс. - 1,5 року, потім часто продаються або згортають свою діяльність. Серед основних причин невдач - несправність поставки сировини, неправильне розташування виробництва щодо сировинної бази, відсутність виходу на ринки Європи.

Тому використання активного мулу у якості заміни основної сировини пелет є доцільним на даний час, бо при використанні іншого інгредієнта для виготовлення пелет постає питання вчасних поставок, якості сировини, наявності необхідної кількості на складі, коли використання мулу зводить всі ці ризики майже до нуля.

ВИСНОВКИ

На основі аналізу літературних джерел встановлено, що при очищенні стічної води одним з проблемних питань є утилізація та переробка надлишкового активного мулу. Дослідження показують, що теплотворна здатність активного мулу в перерахунку на абсолютно суху речовину близька до теплотворної здатності бурого вугілля і торфу, отже, надлишковий активний мул доцільно використовувати у якості палива в чистому вигляді, або у вигляді композицій з вугіллям, відходами деревообробної промисловості, тощо.

Вибір ефективного способу сушіння та високопродуктивного енергоощадного сушильного обладнання гальмується відсутністю або недостатністю інформації, щодо кінетики процесів сушіння надлишкового активного мулу та композицій на його основі.

В результаті проведених досліджень встановлені залежності вологовмісту та швидкості сушіння від часу та побудовані криві сушіння і швидкості сушіння надлишкового активного мулу та композицій на його основі.

Визначені критичний та рівноважний вологовміст при сушінні надлишкового активного мулу та композицій на його основі.

Визначені тривалості першого та другого періоду сушіння надлишкового активного мулу та композицій на його основі.

Результати досліджень використовуються при проектуванні нового та удосконаленні існуючого обладнання для утилізації надлишкового активного мулу.

Тому доцільно і необхідно широко впроваджувати технології переробки активного мулу та відходів, що утворюються при очистці стічних, на альтернативне біопаливо. Це дозволить вирішувати проблеми утилізації надлишкових відходів їх зберігання, і дає можливість виробляти високоефективне екологічно чисте паливо з відновлювальних джерел сировини.

Висновок

Майже 60% респондентів працюють в біоінформаційних компаніях. Серед решти 22% всіх респондентів працюють в ІТ компаніях, 14,6% працюють в не ІТ компаніях і 3% не працюють взагалі. Серед тих, хто працює в не ІТ компаніях, підтвердили наявність в їхніх компаніях ІТ відділу 60% респондентів. Отже частка цільової аудиторії серед опитуваних складає 80% (61 анкета з 76).

5.ВИСНОВКИ

1. Проведені дослідження впливу гідродинаміки на процес одержання біогазу в анаеробних умовах. Так, в біореакторі з перемішуючим пристроєм створюється режим подібний до режиму псевдозрідження. При цьому в біореакторі спостерігається гідродинамічний стан, при якому не руйнується біоплівка і вона утримується на інертних носіях. Це є характерною відмінністю від процесу псевдозрідження, при якому в наслідок інтенсивної циркуляції рідини можливий відрив біоплівки від поверхні інертних носіїв.

Біоплівка утримується на інертних носіях до певної величини числа обертів перемішуючого пристрою (певне значення критерія Рейнольдса Re). При перевищенні цієї величини відбувається відрив біоплівки від носіїв, тим самим зменшується поверхня контакту біоплівки зі стічною водою, що призводить до зменшення кількості виділеного біогазу. Це видно з графічної залежності $V_{CH_4} = f(Re_u)$: зі збільшення значення $Re_u > 300 \cdot 10^3$ темп росту виділення метану зменшується.

2. Використання розрахункових залежностей біореактора з перемішуючим пристроєм та рухомим носієм біоплівки дозволило з'ясувати характер процесу. Концентрації домішок в стічній воді дає змогу з'ясувати кількість інертних носіїв біоплівки.

Графічна залежність кількості утвореного метану від швидкості виділення субстрату $V_{CH_4} = f(r_{x,m})$. При чому темп росту кількості метану зменшується. Це пов'язано з тим, що концентрація ХСК в стічній воді зі збільшенням швидкості виділення субстрату зменшується.

В біореакторі з мішалкою та інертним носієм біоплівки перемішування інтенсифікує процес масопереносу субстрату зі стічної води до біоплівки. Причому, завдяки руху інертних носіїв в потоках, створених перемішуючим пристроєм, збільшується поверхня контакту біоплівки зі стічною водою. При цьому збільшується швидкість дифузії субстрату з ядра потоку до біоплівки, що призводить до збільшення швидкості виділення субстрату. В проведених

дослідженнях ця величина досягла значення $\tau_{x,m}=1,5-1,56$ кг/(м³ доба). Крім того, перемішування значно інтенсифікує процес відриву пузирів біогазу від поверхні біоплівки, що сприяє оновленню поверхні біоплівки та збільшенню виходу біогазу. Кількість утвореного метану в дослідженнях сягала величини $M_{CH_4} = 0,054$ м³ / (). Все це окреслює високу ефективність біореактора з перемішуючим пристроєм і інертним носієм біоплівки.

3. Підбір оптимального числа обертів різних типів перемішуючих пристроїв від 0,25с⁻¹ до 2с⁻¹ дозволяє забезпечити поверхню теплообміну біореактора, яка необхідна для відведення тепла та виділяється в процесі одержання біогазу. Для кожного числа обертів перемішуючого пристрою визначалась кількість зібраного біогазу при умові не руйнування біоплівки. Виходячи із проведених в роботах досліджень на процес утворення біогазу в запропонованій конструкції, біореактор із перемішуючим пристроєм можна віднести до високопродуктивних процесів.

4. СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. В.В. Карачун, В.М. Поводзинський, Л.І. Ружинська, І.А. Буртна, В.М. Мельник/ Виробництво біогазу. Теоретичні основи та практична реалізація: (Монографія) / В.В. Карачун, В.М. Поводзинський, Л.І. Ружинська, І.А. Буртна, В.М. Мельник; Нац. техн. ун-т України "КПІ". – Київ: "Корнійчук", 2011. – 136 с.: іл., табл. – Бібліогр.: с. 135 – 136. *ISBN 35464*
2. Мельник В.М., Шафаренко М.В., Ружинська Л.І., Остапенко Ж.І., Горбунов А.Д. Ефективність застосування анаеробного біореактора для очищення стічних вод/ Наукові доповіді НУБіП України. Біологія, біотехнологія, екологія. № 4/104, 2023. С.8-23.
3. Ідентифікація та моделювання технологічних об'єктів. Навчальний посібник. / В.Лисенко, Є.Чернищенко, В.Решетюк, В.Мірошник, Н.Заєць, І.Цигульов. – К.: АграрМедіаГруп, 2016. – 476 с.
4. Методи синтезу та аналізу систем автоматичного керування в АПК/ В.Лисенко, В. Решетюк, В.Мірошник, Н.Заєць – К.: КомПрінт, 2017. – 621 с.
5. Математичне моделювання систем і процесів: навч. посіб. /Павленко П.М., Філоненко С.Ф., Чередніков О.М., Трейтяк В.В. – К.: НАУ, 2017. – 392 с.
6. Основи біотехнічних систем та їх моделювання./ Гліненко Л.К., Павлиш В.А., Фаст В.М., Яковенко Є.І., - Львів.: Видавництво ЛП, 2020. – 380 с.
7. Моделювання та оптимізація систем: Підручник./ Дубовий В.М., Кветний Р.Н., Михальов О.І., Усов А.В., - Вінниця.: ПП «ТД Едельвейс», 2017. – 804 с.
8. Томашевський В.М. Моделювання систем. Підручник. – К.: Видавнича група ВНУ. 2015. – 352 с.
9. Процеси, системи та обладнання виробництва біогазу / Поліщук В.М., Шворов С.А., Войтюк В.Д., Мірошник В.О. , К.: НУБіП України, 2019. – 542 с.
10. Оптимізація процесів переробки сільськогосподарської сировини./ Мірошник В. О., Гачковська М. А., Кишенько В. Д., Грабовська О. В. – К.: Видавництво: "КОМПРИНТ". 2019. – 480 с.

11. Lysenko V. Methods and Models of Intellectual Decision-Making Support for Automatized Control of Flexible Integrated Manufacturing/ Lysenko V., Reshетиuk V., Komarchuk D.– Warsaw, SGGW, 2016. – 336 с.
12. Моделювання процесів та обладнання харчових виробництв. / Поперечний А.М., Потапов В.О., Корнійчук В.Г. – К.: Центр навчальної літератури, 2019.– 312 с.
13. Ситнік В.Ф., Орленко Н.С. Імітаційне моделювання. Навч.-метод. Посібник для самост. вивч. дисцип. – [Електронний ресурс] – Режим доступу: <https://ua1lib.org/book/3029818/445f18>
14. Бортняк І.В. Імітаційне моделювання. Методичні рекомендації. – [Електронний ресурс] – Режим доступу: <http://194.44.152.155/elib/local/1032.pdf>
15. Підручник з моделювання. – [Електронний ресурс] – Режим доступу: <http://ermak.cs.nstu.ru/-shalag/enter.html>.
16. Фотоплетизмографічні технології контролю серцево-судинної системи: (Монографія) / С.В.Павлов, В.П.Кожем'яко, В.Г.Петрук, П.Ф. Колісник – Вінниця: УНІВЕРСУМ-Вінниця, 2007.–254 с.
17. Біотехнічні системи і технології. Комп'ютерний практикум [Електронний ресурс] : навчальний посібник для студентів спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», освітньої програми «Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв» /КПІ ім. Ігоря Сікорського ; уклад.: В. М. Мельник, О. В. Воробйова. – Електронні текстові дані (1 файл: 3,6 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2020. – 80 с. <https://ela.kpi.ua/handle/123456789/33484>
18. Мустецов Т. М. Теорія біотехнічних систем: навчальний посібник / Т.М. Мустецов, А.С. Нечипоренко. – Х. : ХНУ імені В. Н. Каразіна, 2015. – 188 с
19. Реєстрація, обробка та контроль біомедичних сигналів : навчальний посібник / В. Г. Абакумов, С. М. Злепко, З. Ю. Готра та ін. – Вінниця : ВНТУ, 2011. – 352 с.
20. Біотехнічні системи медичного призначення : лабораторний

практикум / С. М. Злепко, О. В. Белоусова, Д. Х. Штофель, І. С. Тимчик. – Луцьк : СПД Гадяк Жанна Володимирівна, 2011. 88 с.

21. Злепко С. М. Біотехнічні системи медичного призначення. Ч. 1. Біологічні та біотехнічні системи як об'єкти дослідження : навч. посіб. / С. М. Злепко, М. М. Данильчук, Л. В. Загоруйко. – Вінниця : ВНТУ, 2008. – 76 с.

22. Tuchin V. Handbook of Optical Biomedical Diagnostics.- Bellingham. SPIE, 2002. – 1093 P.

23. Яне Б. Цифровая обработка изображений / Б. Яне. –М.: Техносфера, 2007. –584 с.

24. Dougherty G. Digital Image Processing for Medical Applications / Geoff Dougherty –2009. –462 p.

25. Гонсалес Р. Цифровая обработка изображений в среде MATLAB / Р. Гонсалес, Р. Вудс, С. Эддинс. –М.: Техносфера, 2006. –616 с.

26. Lim, Jae S. Two-Dimensional Signal and Image Processing / S. Jae Lim.–1989. –694p.[5]Павлов С. В. Оброблення біомедичних зображень із застосуванням швидкого перетворення Фур'є / С. В. Павлов, Д. В. Вовкотруб, Р. Ю. Довголюк // Оптико-електронні інформаційно-енергетичні технології. –2011. –№2. –С. 96-101.Реактори біотехнологічних виробництв. Практикум [Електронний ресурс]: навч. посіб. для студ. які навчаються за спеціальністю 133 «Галузеве машинобудування», освітньою програмою «Обладнання фармацевтичних та біотехнологічних виробництв» /КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: В. М. Мельник, Л. Ю. Авдєєва. – Електронні текстові дані (1 файл: 2,46 Мбайт).

27. Київ: КПІ ім. ІгоряСікорського, 2021. – 60 с. (3,0 ав.арк)
<https://ela.kpi.ua/handle/123456789/41321> Ружинська Л.І. Апаратурні схеми фармацевтичних та біотехнологічних виробництв. Порядок складання та вимоги до оформлення: посібник/ Ружинська Л.І., Поводзинський В.М., Шибецький В.Ю., Буртна І.А. Посібник. Київ, НТУУ “КПІ”.-140 стр.

28. Шафаренко М., Воробйова О. (2021). Дослідження процесу одержання метану з біогазу та піролізного газу. Комунальне господарство міст, 1(161), 280–283. <https://doi.org/10.33042/2522-1809-2021-1-161-280-283>.

29. Siti Nur Hatika Abu Bakar, Hassimi Abu Hasan, Abdul Wahab Mohammad, Siti Rozaimah Sheikh Abdullah, Teow Yeit Haan, Rahmat Ngteni, Khairul Muis Mohamed Yusof. Biogas Production from Organic Wastes Using Moving Bed Biofilm Reactor Technology: A Review. Journal of Cleaner Production Volume 171, 10 January 2018, Pages 1532-1545. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.10.100>

30. [Roent Dune A Cayetano](#), [Gi-Beom Kim](#), [Jungsu Park](#), [Yung-Hun Yang](#), [Byong-Hun Jeon](#), [Min Jang](#), [Sang-Hyoun Kim](#). Roent Dune A. et al. Cayetano Biofilm formation as a method of improved treatment during anaerobic digestion of organic matter for biogas recovery. Bioresour Technol. 2022 Jan;344(Pt B):126309. Epub 2021 Nov 16. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.126309>.

31. Santhana Raj Deena, Gopalakrishnan Kumar, A.S. Vickram, Reeta Rani Singhanian, Cheng-Di Dong, Karunakaran Rohini, K. Anbarasu, S. Thanigaivel, Vinoth Kumar Ponnusamy. Efficiency of various biofilm carriers and microbial interactions with substrate in moving bed-biofilm reactor for environmental wastewater treatment. Bioresource Technology Volume 359, September 2022. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2022.127421>

32. F. Morgan-Sagastume, S. Jacobsson, L.E. Olsson, M. Carlsson, M. Gyllenhammar, I. Sárvári Horváth. Anaerobic treatment of oil-contaminated wastewater with methane production using anaerobic moving bed biofilm reactors. Water Research. Volume 163, 15 October 2019, <https://doi.org/10.1016/j.watres.2019.07.018>

33. [Mamdouh S. Alharthi](#), [Omar Bamaga](#), [Hani Abulkhair](#), [Husam Organji](#), [Amer Shaiban](#), [Francesca Macedonio](#), [Alessandra Criscuoli](#), [Enrico Drioli](#), [Zhaohui Wang](#), [Zhaoliang Cui](#), [Wanqin Jin](#) and [Mohammed Albeirutty](#). Evaluation of a Hybrid Moving Bed Biofilm Membrane Bioreactor and a Direct Contact Membrane Distillation System for Purification of Industrial Wastewater.

34. MS Alharthi Evaluation of a Hybrid Moving Bed Biofilm Membrane Bioreactor and a Direct Contact Membrane Distillation System for Purification of Industrial Wastewater. *Membranes* 2023, 13, 16.
<https://doi.org/10.3390/membranes13010016>

35. Appels L., Baeyens J., Degreè J., Dewil R. (2008) Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*, 34 (6), 755-781. <https://doi.org/10.1016/j.pecs.2008.06.002>

36. Manyi-Loh CE, Mamphweli SN, Meyer EL, Okoh AI, Makaka G, Simon M. (2014) Inactivation of Selected Bacterial Pathogens in Dairy Cattle Manure by Mesophilic Anaerobic Digestion (Balloon Type Digester). *International Journal of Environmental Research and Public Health*, 11(7), 7184-7194.
<https://doi.org/10.3390/ijerph110707184>.

37. Wu, N., Moreira, C. M. , Zhang, Y., Doan, N., Yang, S., Phlips, E. J. , Svoronos, S. A. , & Pullammanappallil, P. C. (2019). Techno-Economic Analysis of Biogas Production from Microalgae through Anaerobic Digestion. In (Ed.), *Anaerobic Digestion*. IntechOpen. <https://doi.org/10.5772/intechopen.86090>.

38. Maciej Konopacki, Joanna Jabłońska, Kamila Dubrowska, Adrian Augustyniak, Bartłomiej Grygorcewicz, Marta Gliźniewicz, Emil Wróblewski, Marian Kordas, Barbara Dołęgowska, Rafał Rakoczy. The Influence of Hydrodynamic Conditions in a Laboratory-Scale Bioreactor on *Pseudomonas aeruginosa* Metabolite Production. *Microorganisms* 2023, 11(1), 88;
<https://doi.org/10.3390/microorganisms11010088>

39. Hydrodynamics and Mass Transfer Analysis in BioFlow® Bioreactor Systems Marian Kordas 1 , Maciej Konopacki 1 , Bartłomiej Grygorcewicz 2 , Adrian Augustyniak 1,3 , Daniel Musik 1,4, Krzysztof Wójcik 1,4, Magdalena Jędrzejczak-Silicka 5 and Rafał Rakoczy *Processes* 2020, 8(10), 1311;
<https://doi.org/10.3390/pr8101311>

40. Marek Jaszczur, Anna Młynarczykowska. A General Review of the Current Development of Mechanically Agitated Vessels. *Processes* 2020, 8(8), 982; <https://doi.org/10.3390/pr8080982>

ДОДАТКИ

ДОДАТОК А. Патентний пошук

Назва Винаходу	МПК C02F11/00 Анаеробний біореактор для очищення стічної води
Галузь техніки до якої належить винахід та Газуль його використання	Корисна модель належить до обладнання для анаеробного метанового зброджування органічних рідких відходів промисловості, сільського або комунального господарства з одержанням альтернативного виду палива - біогазу і може бути використана на підприємствах харчової, фармацевтичної та біотехнологічної промисловості
Рівень техніки: - Опис аналогів - Опис прототипу - Опис причин, які перешкоджають досягненню бажаного технічного результату у прототипі	Найбільш близьким по технічній суті до заявленого об'єкта (найближчий аналог) є відомий анаеробний біореактор циліндричного виду в якому у нижній частині міститься розподільний колектор стічних вод, а у верхній частині оснащений насадкою квадратної форми з герметичною кришкою, під якою збирається біогаз (Каранов Ю.А., Кошель М.І. Анаеробний біореактор для очищення стічних вод, патент № 38943 від 15.10.2003 р., Бюл. № 10) В результаті проведених патентних досліджень встановлено, що останнім часом винахідницька активність промислово розвинутих країн у природоохоронній галузі, де використовуються анаеробні реактори для очищення стічних вод, зокрема біофільтри, залишається стабільною. При цьому вдосконалення існуючих конструкцій ведеться у сфері об'єднання переваг різних конструкцій реакторів, вдосконаленні конструктивних елементів анаеробних біофільтрів, зокрема завантаження та газовідділяючих пристроїв. У розробці нових

	апаратів активну участь приймає і Україна. При цьому запатентовані винаходи й корисні моделі стосуються як апаратів в цілому, так і його складових частин.
Суть винаходу: - Зазначення задачі на вирішення якої спрямовано заявлений пристрій, та зазначення технічного результату - Суттєві ознаки, які характеризують пристрій, та причинно-наслідковий зв'язок між сукупністю ознак пристрою і технічним результатом, що з'являється	- В основу корисної моделі поставлена задача вдосконалення конструкції анаеробного біореактора для очищення стічної води за рахунок оснащення його запропонованими конструктивними елементами та їх взаємного розташування. - Споживчими властивостями, пов'язаними з технічним результатом, є підвищення ефективності процесу очищення стічної води, збільшення виходу біогазу з одиниці об'єму біореактора, покращення стану довкілля. Поставлена задача вирішується тим, що анаеробний біореактор для очищення стічної води, що містить корпус, пристрої для підведення стічної води в нижній частині біореактора та пристрої для відведення очищеної води у верхній частині біореактора, пристрої для відведення біогазу, площинне завантаження, на якому у вигляді біоплівки нарастає активна біомаса, згідно з корисною моделлю, біореактор має декілька секцій, кожна з яких утворена двома зонами - реакційною і теплообмінною, що розділені між собою перегородками таким чином, що стічна вода, що піддається очищенню, у реакційній зоні висхідним потоком проходить через завантаження і у теплообмінній зоні низхідним потоком проходить через теплообмінні пристрої, поступаючи до наступної секції, має пристрої для відведення відпрацьованої біомаси у нижній частині реакційної зони і пристрої для відведення біогазу, які

	являють собою бризкоуловлювачі для відділення крапель рідини.
Перелік фігур креслень	Біореактор (Рис.1) складається з робочих камер 1, які представляють собою реакційні зони, між якими встановлено перетоки 2, які представляють собою теплообмінні зони і слугують для підтримання необхідної температури стічної води за рахунок теплообмінних пристроїв, наприклад, змішувачів, а також сприяють перемішуванню стічної води. Робочі камери і перетоки мають прямокутні форму з днищем у вигляді піраміди, де накопичується відпрацьований активний мул. У робочих камерах, кожна з яких працює за принципом анаеробного біофільтра з нерухомим площинним завантаженням, встановлено нерухомі блоки завантаження 3. Завантаження може складатися з плоско паралельних листів полімерного матеріалу, встановлених вертикально та утворюючих щільні канали, по яких висхідним потоком рухається рідина. Стічна вода, що піддається очищенню, поступає у біореактор через штуцер 4, та послідовно проходить всі камери біореактора, як показано на схемі. Очищена стічна вода відводиться з реактора через штуцер 5, а отриманий біогаз - через пристрій 6. Відпрацьований активний мул відводиться через штуцери 7
Відомості, які підтверджують можливість здійснення винаходу: - Опис пристрою у статичному стані - Опис роботи пристрою	Принцип роботи пристрою наступний: стічна вода поперемінно протікає по відсікам біореактора, при контакті з біоплівкою, що закріплена на поверхні нерухомих листів-носіїв, органічні речовини, що містяться у стічній воді, піддаються анаеробній деградації. При проходженні робочих камер, які

	представляють собою реакційні зони, стічна вода має висхідний потік, що сприяє більш інтенсивному відриву газових бульбашок від матеріалу носія. У перетоках, що являють собою теплообмінні зони, температура стічної води доводиться до температури процесу. Утворений біогаз відводиться за допомогою газовідвідних пристроїв 6 як показано на кресленні, які також являють собою бризкоуловлювачі для відділення крапель рідини, що захвачені потоком біогазу. При накопиченні у нижній частині робочих камер відпрацьованого активного мулу, він відводиться через штуцери 7.
--	---

Формула
винаходу

Незалежний пункт: • Родове поняття • Поеднувальна зв'язка • Обмежувальна частина • Розмежувальна фраза • Відмітна частина	• Анаеробний біореактор для очищення стічної води, що містить корпус, пристрої для підведення стічної води в нижній частині біореактора та пристрої для відведення очищеної води у верхній частині біореактора, пристрої для відведення біогазу, площинне завантаження, який відрізняється тим, що біореактор має декілька секцій, кожна з яких утворена двома зонами - реакційною і теплообмінною, що розділені між собою перегородками таким чином, що стічна вода, що піддається очищенню, у реакційній зоні висхідним потоком проходить через завантаження і у теплообмінній зоні низхідним потоком проходить через теплообмінні пристрої, поступаючи до наступної секції; пристрої для відведення відпрацьованої біомаси у нижній частині
--	--

	реакційної зони і пристрої для відведення біогазу, які являють собою бризкоуловлювачі для відділення крапель рідини.
--	--

Залежний пункт: • Скорочена назва з посиланням на незалежний пункт • Розмежувальна фраза • Відмітна частина	
---	--

Реферат

Анаеробний біореактор для очищення стічної води містить корпус, пристрої для підведення стічної води в нижній частині біореактора та пристрої для відведення очищеної води у верхній частині біореактора, пристрої для відведення біогазу, площинне завантаження. Біореактор має декілька секцій, кожна з яких утворена двома зонами - реакційною і теплообмінною, що розділені між собою перегородками та пристрої для відведення відпрацьованої біомаси у нижній частині реакційної зони і пристрої для відведення біогазу, які являють собою бризкоуловлювачі для відділення крапель рідини.

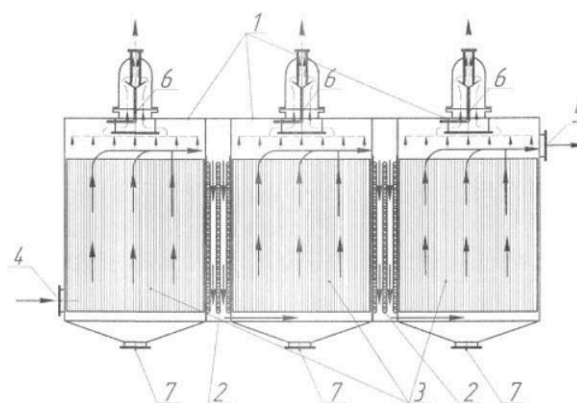


Рис.1

ДОДАТОК Б. Специфікації

ДОДАТОК В. Копії наукових досягнень

[illegible]

Формат		Зона	Поз.	Позначення	Найменування	Кіл.	Примітка
					Документація		
A1				БІ2106.1084.1.001-60СБ	Корпус біореактора	1	
					Складальні одиниці		
			1	БІ2106.1084.1.001-60	Кожух	1	
			2	БІ2106.1084.1.002-60	Днище	1	
			4	БІ2106.1084.1.003-60	Штуцер боковий	2	
			5	БІ2106.1084.1.004-60	Штуцер нижній	4	
					Деталі		
			6	БІ2106.1084.1.005-60	Полиця	2	
			7	БІ2106.1084.1.006-60	Кутик	16	
			8	БІ2106.1084.1.007-60	Кутик опорний поздовжній	2	
			9	БІ2106.1084.1.008-60	Кутик опорний поперечний	2	
					Матеріали		
					Електрод ТМУ-21У-5,0	104	
					ГОСТ 9466-75		

[illegible]

[illegible]

[illegible]

**ЕФЕКТИВНІСТЬ ЗАСТОСУВАННЯ АНАЕРОБНОГО БІОРЕАКТОРА
ДЛЯ ОЧИЩЕННЯ СТИЧНИХ ВОД****В. М. МЕЛЬНИК**, доктор технічних наук, професор,<https://orcid.org/0000-0002-0004-7218>

E-mail: vmm71@i.ua

М. В. ШАФАРЕНКО, <https://orcid.org/0000-0001-9786-4574>

E-mail: nikolajsafarenko1@gmail.com

Л. І. РУЖИНСЬКА, кандидат технічних наук, доцент,<https://orcid.org/0000-0003-1223-7649>

E-mail: ruzhli@ukr.net

Ж. І. ОСТАПЕНКО, аспірант, <https://orcid.org/0000-0003-0949-9912>

E-mail: zhanna.ost@gmail.com

В. П. КОСОВА, <https://orcid.org/0000-0002-3441-6536>

E-mail: vera_62@ukr.net

А. Д. ГОРБУНОВ, магістр, <https://orcid.org/0009-0006-2433-8710>

E-mail: artixx3590@gmail.com

Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського[https://doi.org/10.31548/dopovidi4\(104\).2023.001](https://doi.org/10.31548/dopovidi4(104).2023.001)

Анотація. Об'єктом дослідження обрано процес одержання біогазу в біореакторі з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки. Проблемним залишається питання утримання біоплівки на інертних носіях за певної кількості обертів перемішуючого пристрою. Представлена схема лабораторної установки для дослідження процесу виділення біогазу в біореакторі з інертним носієм. Була визначена важлива величина – питома швидкість виділення субстрату $r_{X,M}$, без якої неможливо розрахувати поверхню біоплівки та визначити кількість виділеного метану. Було з'ясовано вплив гідравлічного руху течії (критерій Рейнольдса) на утворення метану. Підібрано число обертів перемішуючого пристрою для утримання біоплівки на інертних носіях та унеможливлення її відриву. Розглянуто процес масопереносу субстрату зі стічної води до поверхні біоплівки; перетворення субстрату активною кислотогенною біомасою в оцтову кислоту; перетворення оцтової кислоти метаногенною біомасою в біогаз. Акцентовується перевага пропонуємого дослідження впливу гідродинаміки на процес одержання біогазу в анаеробних умовах від процесу псевдозрідження, при якому, у наслідок інтенсивної циркуляції рідини можливий відрив біоплівки від поверхні інертних носіїв. Пропонується створення оптимального апарату біореактора, який би забезпечував, у повній мірі, такий технологічний процес. За оптимального режиму роботи біореактора число обертів перемішуючого пристрою $n=2$ об/с. Кінцева концентрація субстрату у стічній воді досягає значення $S_2=0,1$ кг ХСК/м³. Кількість одержаного метану складає $V_{CH_4}=0,409$ м³/добу. Може

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д. використовуватись на практиці при очищенні стічних вод наступних виробництв: молокозаводів, м'ясопереробних виробництв, при виробництві соків та вин на харчових виробництвах. Так як на цих підприємствах великий вміст органічних речовин в стічних водах. Це приводить до підвищеної кількості одержаного біогазу.

Ключові слова: конструкція біореактору, отримання біогазу, анаеробні умови, рухомий носій біоплівки

Актуальність. Пошуки економічно вигідних та екологічно прийнятних методів очищення промислових та господарсько-комунальних стічних вод були і залишаються вкрай актуальними у великому місті. Постійно зростаюча чисельність жителів міста, розгалужена інфраструктура, інтенсивне функціонування харчових, мікробіологічних, фармацевтичних та багатьох інших виробництв призводять до щоденного зростання обсягів стічних вод, забруднених органікою. Зростає потреба у чистій воді. Донедавна більш перспективною технологією вважалася аеробна очистка, анаеробна ж технологія розглядалася лише як попередня стадія очистки стоків високої концентрації або осадів [1]. Введення анаеробних біореакторів із іммобілізованою мікрофлорою, інтенсифікувало процес очищення, що разом з іншими перевагами, такими, як низька енергоємність, отримання палива, компактність та гігієнічність дозволило анаеробній технології вдало конкурувати із аеробною. Вибір найбільш ефективних проєктних рішень потребує детального вивчення

і математичного опису основних закономірностей процесу [2]. Під час протікання стічної води, із активним мулом контактує лише тонкий шар рідини, що знаходиться над поверхнею мулу. До того ж за турбулізації потоку відбувається винос мулу стічними водами. Отже, виникає протиріччя між необхідністю збільшити швидкість руху потоку і вимогою до його ламінарності. Одним із варіантів вирішення цієї проблеми є використання спеціальних інертних носіїв в декількох видів реакторів. Завантаження у вигляді нерухомого теплоносія найчастіше являють собою структуру розгалуженої площі, яка встановлюється в проточній частині апарата [3]. Анаеробне очищення стічних вод на інертних носіях є складним багатофазовим та багатостадійним процесом, фізичні, хімічні та мікробіологічні явища якого тісно взаємопов'язані та взаємозалежні. На даному етапі активно ведеться розробка анаеробних процесів, проте їх результати є фрагментарними і розрізненими. У цій роботі представлено математичну модель процесу очищення стічних вод

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

мікроорганізмами, іммобілізованими на нерухомих інертних носіях.

Актуальним, і до тепер, залишається питання утримання біоплівки на інертних носіях при певній кількості обертів перемішуючого пристрою (певне значення критерія Рейнольдса Re). Все це може стати підґрунтям для рекомендації зі створення оптимального апарату біореактора, який би забезпечував, у повній мірі, технологічний процес.

Аналіз останніх досліджень та публікацій. Відоме використання технології біоплівкового реактора з рухомим шаром як ефективної аеробної полірувальної установки очищення стоків заводу з виробництва пальмової олії в роботі [4]. Приділяється увага поточним методам очищення та найсучаснішій технології біоплівкового реактора з рухомим шаром для очищення стічних вод комбінату з виробництва пальмової олії. Досліджено проєкт технології реактора з біоплівкою з рухомим шаром, який спільно підтримується біоплівками, включаючи конфігурацію потоку, режим і типи аерації та характеристики середовища. Крім того, також обговорюється інтеграція реакторів з рухомим шаром біоплівки з іншими процесами очисних установок, такими як мембрани та коагуляція. Але залишилися поза увагою питання анаеробного процесу в біореакторі.

У праці [5], завдяки біоплівковим реакторам, використовують мікробний плівковий підхід. Тут середовище або носій вводять у систему, і реактор працює для створення високої концентрації біомаси, яка необхідна для ефективної анаеробної обробки відходів. Також шар біоплівки вважається критичним фактором для ефективності травлення. Модифіковані анаеробні реактори здатні запобігати мікробному вимиванню завдяки сприянню агрегації мікробів, що має хороші властивості осідання, або розвитку бактеріальних і архейних біошарів на поверхні інертних носіїв і опорних матеріалів. Не висвітлені питання утворення та отримання біогазу.

Проводились дослідження ефективності використання біоплівкового реактора з рухомим шаром для очищення стічних вод з високим вмістом органічних речовин [6]. Біоплівка – мікробіологічна колонія, що складається з бактерій, найпростіших, і гриби, які співіснують і процвітають на твердій поверхні. Спеціально розроблені носії біоплівки мають глибокий вплив на зростання біомаси, утримання мікроорганізмів і видалення забруднюючих речовин, що призводить до значного покращення продуктивності реактора.

У статті [7] автори дослідили ефективність використання біоплівкового реактора з рухомим

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

шаром для очищення стічних вод при помірних і низьких температурах. Завдяки анаеробним процесам, в основному, йде перетворення органічної речовини на метан, який є енергоносієм, або паливом з потенціалом для виробництва електроенергії чи тепла. Але не було розглянуто вплив швидкості стічної води на процес отримання біогазу.

Отже, багато уваги приділяється питанням, пов'язаним із впливом гідродинаміки на рідину та очисткою стічних вод від органічних домішок. Разом з тим, при анаеробному очищенні одержують такий важливий енергоносіє як біогаз.. Тому в даному дослідженні увага зосереджена на впливі гідродинаміки в біореакторі з рухомим носієм біоплівки на процес одержання біогазу. Пропонується сконцентрувати увагу на підборі оптимального числа обертів різних типів перемішувачів пристроїв у біореакторі. Це дозволить з'ясувати характер поверхні теплообміну біореактора, яка необхідна для відведення тепла та яке виділяється в процесі одержання біогазу.

Мета і задачі дослідження.

Метою є створення умов іммобілізації біоплівки на інертних носіях для одержання високопродуктивного анаеробного процесу виробництва біогазу. Для досягнення поставленої мети необхідно виконати такі задачі: визначити кількості утвореного біогазу та швидкість виділення субстрату; визначити кількість

утвореного метану від впливу гідродинамічного процесу; – з'ясувати вплив числа обертів перемішувача пристрою на процес утримання біоплівки на інертних носіях та її відриву.

Матеріали та методи досліджень. Предмет дослідження – вплив гідродинаміки на процес одержання біогазу.

Об'єкт дослідження – процес одержання біогазу в біореакторі з перемішувачем пристроєм та інертним носієм біоплівки. Використовувалась стандартна методика, яка заснована на процесі нагрівання стічної води в скляній колбі з подальшою конденсацією її в холодильнику та використанням хімічних реактивів. Кількість ХПК у стічній воді визначалась на приладі «Хімічного споживання кисню». Процес виділення біогазу в біореакторі з інертним носієм біомаси досліджувався на лабораторній установці, схема якої представлена на рис. 1. Установка складається з біореактора 1, який обладнаний якірною мішалкою та має сорочку зі спіральними каналами, в які подається теплоносіє. Гарячий теплоносіє подається в сорочку з термостата 2, а в якості холодного теплоносія використовується водопровідна вода. Для визначення об'єму біогазу, який виділяється, використовуються дві протаровані ємності 3 і 4, одна з яких заповнена водою.

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

Установка працює наступним чином. У біореактор 1 загрузається активоване вугілля, на яке нанесено біомасу – шар активного мулу. Потім в біореактор заливається стічна вода і відбувається продувка азотом для створення анаеробних умов. Після продувки вмикається перемішуючий пристрій і в сорочку біореактора з термостата 2 подається гарячий

теплоносій для нагрівання стічної води. Після досягнення в біореакторі температури $37\text{ }^{\circ}\text{C}$ термостат вимикається, і в сорочку подається холодний теплоносій. Біогаз, який виділяється в ході процесу, поступає в ємність 3 і витісняє воду в ємність 4. За об'ємом витісненої води визначається об'єм біогазу.

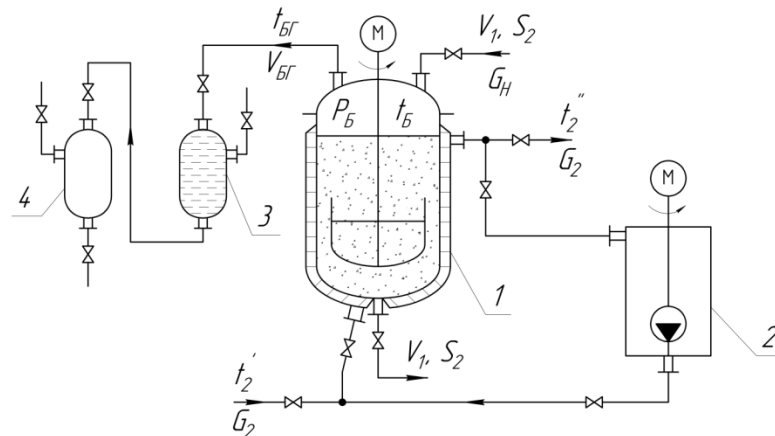


Рис. 1. Схема лабораторної установки для дослідження процесу виділення біогазу в біореакторі з інертним носієм: 1 – біореактор; 2 – термостат; 3, 4 – ємності

Схема біореактора показана на рис. 2. Біореактор обладнаний сорочкою з поперечними перегородками, які утворюють канали, та перемішуючим пристроєм. Стічна вода періодично загрузається

в біореактор з одночасним відводом продуктів розкладу. Біогаз, який утворюється, відводиться через штуцер в кришці біореактора. Біореактор охолоджується водою, яка подається в канали сорочки.

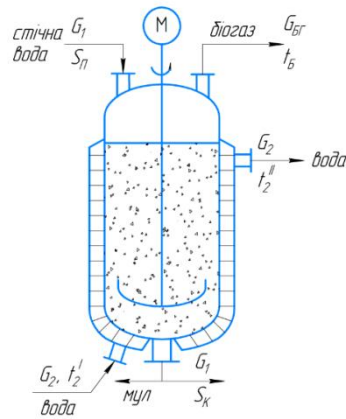


Рис. 2. Схема біореактора з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки

Перед початком дослідів фіксувались значення величин, які не змінюються при проведенні анаеробного процесу, це:

- об'єм стічної води $V_1=0,025\text{ м}^3$;
- початкова концентрація органічних домішок (субстрату) в стічній воді: $S_1 = 40\text{ кгХСК} / \text{м}^3$;
- маса інертного носія (активованого вугілля АГ-3) $G_H=10\text{ кг}$;
- середній діаметр частинки інертного носія $d_H=3,6\cdot 10^{-3}\text{ м}$;
- концентрація активного мулу в біоплівці $X_M=30\text{ кгХСК}/\text{м}^3$;
- товщина біоплівки $\delta_{БП}=2\cdot 10^{-3}\text{ м}$;
- діаметр явірної мішалки $d_M=0,45\text{ м}$.

При проведенні дослідів вимірювались наступні величини:

- температура в біореакторі $t_B=37\text{ }^\circ\text{C}$;
- температура біогазу $t_{БГ}=37\text{ }^\circ\text{C}$;

– тиск в біореакторі $P_B=0,1-0,105\text{ МПа}$;

– об'єм зібраного біогазу: $V_{БГ}=0,31-0,58\text{ м}^3/\text{добу}$;

– температура холодного теплоносія на вході в сорочку біореактора $t_2' = 20\text{ }^\circ\text{C}$;

– температура холодного теплоносія на виході з сорочки біореактора $t_2'' = 25-30\text{ }^\circ\text{C}$;

– кінцева концентрація органічних домішок (субстрату) в стічній воді:

$$S_1 = 0,1-20\text{ кгХСК} / \text{м}^3;$$

– число обертів явірної мішалки $n=0,25-2\text{, с}^{-1}$.

Результати досліджень та їх обговорення.

1. З'ясуємо кількість утвореного метану та питому швидкість виділеного субстрату

Теоретична кількість утвореного метану [8]:

$$V_{CH_4}^T = V_1(S_1 - S_2) \cdot 0,38, \quad (1)$$

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

де $0,38 \text{ м}^3\text{CH}_4/\text{кгХКС}$ – коефіцієнт Кількість метану, який перерахунку між ХКС та метаном при виділяється в біореакторі, при проведенні експериментальних досліджень:

$$V_{\text{CH}_4} = X_{\text{CH}_4} V_{\text{БГ}}, \quad (2)$$

де X_{CH_4} – об'ємний вміст метану в біогазі. Питома швидкість виділення субстрату (органічних домішок):

$$r_{X_1M} = \frac{V_{\text{CH}_4}}{f_H x_M \delta_{\text{БП}} \cdot 0,38}, \quad (3)$$

де f_H – площа поверхні інертних носіїв, м^2

$$f_H = \frac{6G_H}{d_H \rho_H}, \quad (4)$$

де $\rho_H = 1450 \text{ кг/м}^3$ – густина Рейнольдса) на утворення метану. Значення критерія Рейнольдса [9]:

2. Дослідимо вплив гідравлічного руху течії (критерій

$$\text{Re}_C = \frac{nd_M^2 \rho_C}{\mu_C}, \quad (5)$$

де ρ_C – густина суміші; μ_C – коефіцієнт динамічної в'язкості суміші в біореакторі:

$$\rho_C = \rho_H \varepsilon + \rho_1 (1 - \varepsilon), \quad (6)$$

$$\mu_C = \mu_1 (1 + 4,5\varepsilon), \quad (7)$$

де ρ_1 , μ_1 – відповідно густина та стічної води; ε – об'ємна доля коефіцієнт динамічної в'язкості інертних носіїв в суміші:

$$\varepsilon = \frac{\frac{G_H}{\rho_H}}{\frac{G_H}{\rho_H} + V_1}. \quad (8)$$

Результати експерименту представлені в табл. 1 та на рис. 3, 4:

Результати досліджень

№ експерименту	$n, \text{с}^{-1}$	$S_2, \text{кгХС} / \text{м}^3$	$V_{\text{CH}_4}^T \frac{\text{м}^3}{\text{доба}}$	$V_{\text{CH}_4} \frac{\text{м}^3}{\text{доба}}$	$r_{X_1M} \frac{\text{кг}}{\text{м}^3 \cdot \text{доба}}$	Re_C
----------------	--------------------	---------------------------------	--	--	---	---------------

1	0,25	20	0,19	0,22	0,839	$40 \cdot 10^3$
2	0,5	18	0,209	0,24	0,915	$80 \cdot 10^3$
3	0,75	14	0,247	0,265	1,01	$120 \cdot 10^3$
4	1,0	9	0,295	0,334	1,274	$160 \cdot 10^3$
5	1,25	5	0,333	0,352	1,342	$200 \cdot 10^3$
6	1,5	2	0,361	0,393	1,499	$240 \cdot 10^3$
7	1,75	1	0,371	0,401	1,504	$280 \cdot 10^3$
8	2,0	0,1	0,379	0,409	1,56	$320 \cdot 10^3$

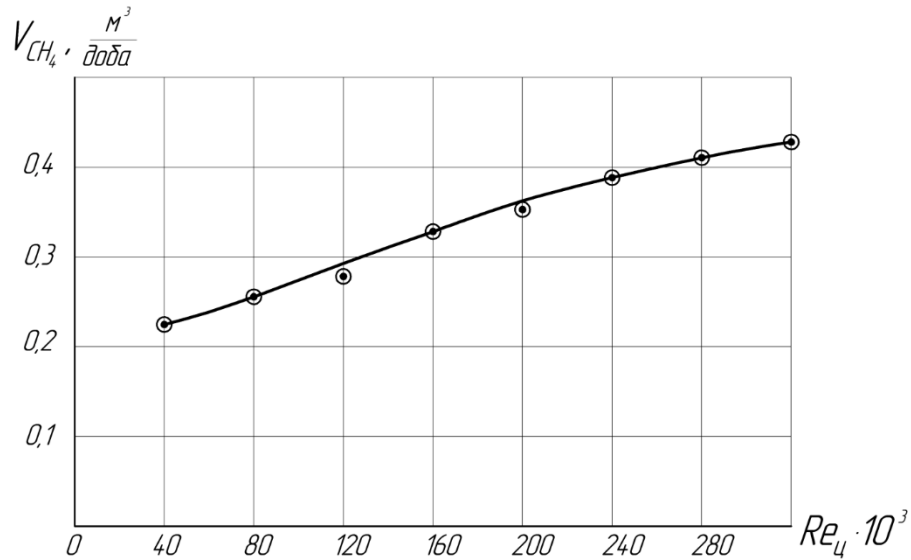


Рис. 3. Залежність кількості утвореного метану від критерія Рейнольдса

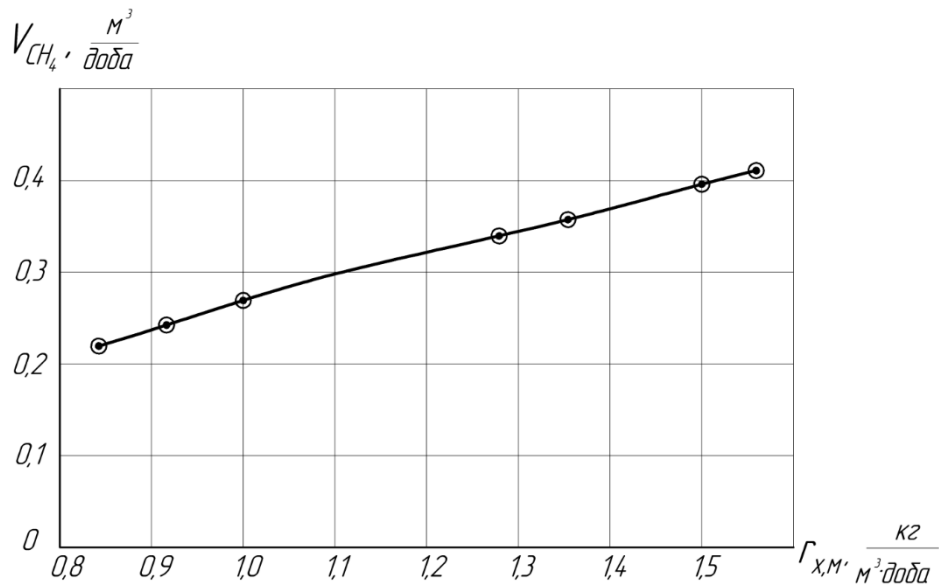


Рис. 4. Залежність кількості утвореного метану від швидкості виділення субстрату

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

При проведенні анаеробного процесу в біореакторі виділяється значна кількість тепла ($16,8 \cdot 10^3$ кДж/(кгсух.реч)). При мезофільному процесі температура в біореакторі повинна підтримуватись в межах 35–40 °С. Тому, відведення тепла в процесі одержання біогазу має дуже велике значення.

Для забезпечення достовірності отриманих експериментальних досліджень проведемо чисельні розрахунки біореактора з рухомим носієм біоплівки. Використаємо рівняння, які описують процес отримання біогазу, гідродинаміки та теплообмін в біореакторі. При проведенні анаеробного процесу в такому біореакторі, великий вплив на кількість одержаного біогазу має гідродинаміка, яка, в свою чергу,

обумовлена типом перемішуючого пристрою та числом його обертів.

3. Вплив числа обертів перемішуючого пристрою на процес утримання біоплівки на інертних носіях та її відрив

Розглянемо найбільш суттєві аспекти для роботи перемішуючого пристрою у біореакторі з інертним носієм біомаси (рис. 3). Перемішуючий пристрій створює сприятливі умови для виділення тепла в усьому об'ємі біореактора.

Як відомо, об'єм біореактора складається з об'єму стічної води, яка знаходиться в біореакторі, об'єму інертних носіїв біомаси та вільного об'єму, який враховується коефіцієнтом заповнення біореактора [8]:

$$V = \frac{V_1 + V_H}{\varphi}, \quad (9)$$

де V_1 – об'єм стічної води в біореакторі, м³/доба, φ – коефіцієнт заповнення біореактора, V_H – об'єм інертних носіїв, [м³].

Враховуючи, що об'єм інертних носіїв [20]:

$$V_H = \frac{\pi d_H^3}{6} n_H = \frac{\pi d_H^3}{6} \frac{f_H}{\pi d_H^2} = \frac{f_H d_H}{6}, \quad (10)$$

де n_H – кількість інертних носіїв.

Тоді:

$$n_H = \frac{f_{БП}}{\pi \left[d_H^2 + (d_H + 2\delta_{БП})^2 \right]}, \quad (11)$$

де $f_{БП}$ – площа поверхні біоплівки, м²
 d_H – діаметр інертного носія біоплівки (активоване вугілля АГ-3) = 0,0036 м;

$\delta_{БП}$ – товщина біоплівки на інертних носіях = 0,002 м.

Враховуючи, що:

$$f_{БП} = \frac{V_1(S_1 - S_2)}{r_x \chi_m \delta_{БП}}, \quad (12)$$

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

де V_1 – об'єм стічної води в виділення субстрату; x_M – біореакторі; S_1 – початкова концентрація активного мулу в концентрація органічних домішок (субстрату) в стічній воді; S_2 – кінцева концентрація органічних домішок в стічній воді; γ_x – питома швидкість визначимо наступним чином [8]:

$$V_{BP} = \frac{\pi}{6} \left[(d_H + 2\delta_{BP})^3 - d_H^3 \right] \cdot n_H. \quad (13)$$

Для інтенсифікації процесу теплообміну сорочку біореактора розділяють поперечними перегородками на спіральні канали.

Як відомо, маса біоплівки, яка знаходиться на інертних носіях:

$$G_{BP} = V_{BP} \rho_{BP}. \quad (14)$$

Тоді, маса інертних носіїв:

$$G_H = V_H \rho_H. \quad (15)$$

Знайдемо об'єм виділеного метану [10]:

$$V_{CH_4} = V_1 (S_1 - S_2) \cdot 0.38, \quad (16)$$

де $0,38 \text{ м}^3 \text{ CH}_4 / \text{кг ХСК}$ – коефіцієнт перерахунку при 25°C та об'єм виділеного біогазу:

$$V_{BG} = \frac{V_{CH_4}}{X_{CH_4}}. \quad (17)$$

Тоді, маса виділеного біогазу [2]:

$$G_{BG} = V_{BG} \rho_{BG}, \quad (18)$$

де ρ_{BG} – густина біогазу:

$$\rho_{BG} = \left[X_{CH_4} \rho_{CH_4}^0 + (1 - X_{CH_4}) \rho_{CO_2}^0 \right] \frac{273}{273 + t_{BG}}, \quad (19)$$

де $t_{BG} = 25^\circ \text{C}$ – середня температура біогазу;

$$\rho_{CH_4}^0 = 0,72 \text{ кг} / \text{м}^3,$$

$\rho_{CO_2}^0 = 1,98 \text{ кг} / \text{м}^3$ – густина відповідно метану та двоокису вуглецю при 0°C [9].

Процес утворення біогазу відбувається при постійному

перемішуванні суспензії в біореакторі. Визначальним фактором є число обертів перемішуючого пристрою. Враховуючи рівняння об'ємної концентрації дисперсної фази в біореакторі, густину та коефіцієнт динамічної в'язкості суспензії, знайдемо критерій Архімеда [4]:

$$Ar = \frac{g(d_n + 2\delta_{БП})^3}{\nu_1^2} \cdot \frac{\rho_d - \rho_1}{\rho_1}, \quad (20)$$

де $\nu_1 = 0,705 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{с}$ – коефіцієнт кінематичної в'язкості води при температурі $t_B = 37^\circ \text{C}$ [3].

Для визначення умови утворення суспензії в біореакторі з рамною мішалкою скористаємось рівнянням (17) [10]:

$$\frac{n_o d_M \rho_c}{\mu_c} = 4,9 Ar \left(\frac{d_n + 2\delta_{БП}}{d_M} \right)^{0,5} \cdot \left(\frac{D}{d_M} \right)^0. \quad (21)$$

Тоді, число обертів перемішуючого пристрою:

$$n_o = 4,9 Ar \left(\frac{d_n + 2\delta_{БП}}{d_M} \right)^{0,5} \cdot \frac{\mu_c}{d_M \rho_c}, \quad (22)$$

де d_M – діаметр рамної мішалки.

Як правило, у біореакторах з інертним носієм біоплівки використовують рамні, якірні,

пропелерні та турбінні мішалки. На рис. 5 аналізується найбільший приріст кількості метану, який досягається при значенні $Re_c = 160 \cdot 10^3$.

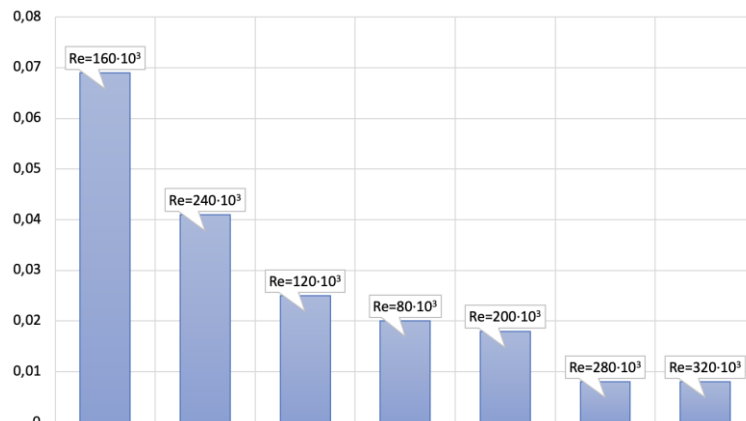


Рис. 5. На діаграмі відображено приріст кількості метану для різних значень критерію Рейнольдса від об'єму виділеного метану

У процесі досліджень були виміряні об'єми виділеного біогазу при різних числах обертів перемішуючого пристрою та розраховані значення критерія Рейнольдса, який характеризує вплив гідродинаміки на процес одержання біогазу, при відповідних обертах. Графічна залежність $V_{CH_4} = f(Re_u)$

(рис. 3), яка наглядно демонструє збільшення кількості виділеного біогазу при зростанні критерію Рейнольдса (5) до певної величини. При цьому, темп збільшення кількості метану, який виділяється в біореакторі (2) V_{CH_4} спадає. Це тому, що біоплівка утримується на інертних носіях до певного значення числа

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

обертів перемішуючого пристрою. При перевищенні цієї величини відбувається відрив біоплівки від носіїв, що призводить до зменшення кількості виділеного біогазу.

У ході проведених досліджень була визначена ще одна важлива величина – питома швидкість виділення субстрату (3) $r_{x,m}$, без якої неможливо розрахувати поверхню біоплівки, тобто провести розрахунки продуктивності біореактора. Побудований графік залежності кількості утвореного метану від швидкості виділення субстрату (рис. 4) вказує на зменшення темпу росту кількості метану. У результаті з'ясувалося, що найбільший приріст кількості метану досягається при значенні $Re_{ц}=160 \cdot 10^3$ (16), (рис. 5). Це досягається підібраними за технічними характеристиками типами перемішуючих пристроїв. Серед багатьох типів перемішуючих пристроїв перевага надана рамним і якірним мішалкам. По-перше, ці мішалки працюють при низьких числах обертів, що сприяє утриманню біоплівки на поверхні інертних носіїв. По-друге, геометричні параметри мішалок цих типів значно зменшують контактування інертних носіїв біоплівки зі стінкою біореактора, та заважаючи відриву біоплівки.

Висновки і перспективи.

1. Проведені дослідження впливу гідродинаміки на процес одержання біогазу в анаеробних умовах. Так, в біореакторі з перемішуючим

пристроєм створюється режим подібний до режиму псевдозрідження, але спостерігається такий стан, при якому не руйнується біоплівка і утримується на носіях.

2. Використання розрахункових залежностей біореактора з перемішуючим пристроєм та рухомим носієм біоплівки дозволило з'ясувати характер процесу. На рис. 4 показана графічна залежність кількості утвореного метану від швидкості виділення субстрату $V_{CH_4} = f(r_{x,m})$. При чому темп росту кількості метану зменшується. Це пов'язано з тим, що концентрація ХСК в стічній воді зі збільшенням швидкості виділення субстрату зменшується.

3. Підбір оптимального числа обертів різних типів перемішуючих пристроїв від $0,25c^{-1}$ до $2c^{-1}$ дозволяє забезпечити поверхню теплообміну біореактора, яка необхідна для відведення тепла та виділяється в процесі одержання біогазу. Для кожного числа обертів перемішуючого пристрою визначалась кількість зібраного біогазу при умові не руйнування біоплівки. Виходячи із проведених в роботах [6, 7] досліджень на процес утворення біогазу в запропонованій конструкції, біореактор із перемішуючим пристроєм можна віднести до високопродуктивних процесів.

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

Список використаних джерел

1. Singh, V. Effect of corn quality on bioethanol production. *Biocanal. Agric. Biotechnol.*, 2012. 1, 353-355. <https://doi.org/10.1016/j.bcab.2012.06.001>
2. Eriksen, N.T. The technology of microalgal culturing. *Biotechnol.*, 2008. 30, 1525-1536. <https://doi.org/10.1007/s10529-008-9740-3>.
3. Мельник В., Ружинська Л., Воробйова О. Аналіз існуючих біореакторів з іммобілізованими мікроорганізмами. *Комунальне господарство міст.* 2019. 3(149), 51-57. <https://doi.org/10.33042/2522-1809-2019-3-149-51-57>.
4. Siti Nur Hatika Abu Bakar, Hassimi Abu Hasan, Abdul Wahab Mohammad, Siti Rozaimah Sheikh Abdullah, Teow Yeit Haan, Rahmat Ngteni, Khairul Muis Mohamed Yusof. Biogas Production from Organic Wastes Using Moving Bed Biofilm Reactor Technology: A Review. *Journal of Cleaner Production* Volume 171, 10 January 2018, Pages 1532-1545. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.10.100>
5. Roent Dune A Cayetano, Gi-Beom Kim, Jungsu Park, Yung-Hun Yang, Byong-Hun Jeon, Min Jang, Sang-Hyoun Kim. Roent Dune A. et al. Cayetano Biofilm formation as a method of improved treatment during anaerobic digestion of organic matter for biogas recovery. *Bioresour Technol.* 2022 Jan;344(Pt B):126309. Epub 2021 Nov 16. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.126309>
6. Santhana Raj Deena, Gopalakrishnan Kumar, A.S. Vickram, Reeta Rani Singhanian, Cheng-Di Dong, Karunakaran Rohini, K. Anbarasu, S. Thanigaivel, Vinoth Kumar Ponnusamy. Efficiency of various biofilm carriers and microbial interactions with substrate in moving bed-biofilm reactor for environmental wastewater treatment. *Bioresour Technol.* 2022 September Volume 359, September 2022. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2022.127421>
7. F. Morgan-Sagastume, S. Jacobsson, L.E. Olsson, M. Carlsson, M. Gyllenhammar, I. Sárvári Horváth. Anaerobic treatment of oil-contaminated wastewater with methane production using anaerobic moving bed biofilm reactors. *Water Research.* Volume 163, 15 October 2019, <https://doi.org/10.1016/j.watres.2019.07.018>

8. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов/Под ред. чл.-корр. АН СССР П.Г. Романкова, 10-е изд. перераб. и доп. Л.: Химия, 1987, 576 с.

9. Варгафтик Н.Б. Справочник по теплофизическим свойствам газов и жидкостей. М.: Наука, 1972, 720с.

10. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. 9-е изд., пер.и доп, М., Химия, 1973, 754с.

References

1. Singh, V. (2012). Effect of corn quality on bioethanol production. *Biocanal. Agric. Biotechnol.*, 1, 353-355. <https://doi.org/10.1016/j.bcab.2012.06.001>
2. Eriksen, N.T. (2008). The technology of microalgal culturing. *Biotechnol.*, 30, 1525-1536. <https://doi.org/10.1007/s10529-008-9740-3>.
3. Mel'nick V., Rhuzinska L., Vorobiova O. (2019). Analysis of existing bioreactors with immobilized microorganisms. *Municipal Economy of Cities*, 3(149), 51-57. <https://doi.org/10.33042/2522-1809-2019-3-149-51-57>.
4. Siti Nur Hatika Abu Bakar, Hassimi Abu Hasan, Abdul Wahab Mohammad, Siti Rozaimah Sheikh Abdullah, Teow Yeit Haan, Rahmat Ngteni, Khairul Muis Mohamed Yusof. Biogas Production from Organic Wastes Using Moving Bed Biofilm Reactor Technology: A Review. *Journal of Cleaner Production* Volume 171, 10 January 2018, Pages 1532-1545. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.10.100>
5. Roent Dune A Cayetano, Gi-Beom Kim, Jungsu Park, Yung-Hun Yang, Byong-Hun Jeon, Min Jang, Sang-Hyoun Kim. Roent Dune A. et al. Cayetano (2022). Biofilm formation as a method of improved treatment during anaerobic digestion of organic matter for biogas recovery. *Bioresour Technol.* 2022 Jan;344(Pt B):126309. Epub 2021 Nov 16. <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2021.126309>
6. Santhana Raj Deena, Gopalakrishnan Kumar, A.S. Vickram, Reeta Rani Singhanian, Cheng-Di Dong, Karunakaran Rohini, K. Anbarasu, S. Thanigaivel, Vinoth Kumar Ponnusamy. (2022). Efficiency of various

Мельник В. М., Шафarenко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

biofilm carriers and microbial interactions with substrate in moving bed-biofilm reactor for environmental wastewater treatment. Bioresource Technology Volume 359, September 2022.

<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2022.127421>

7. Morgan-Sagastume F., Jacobsson S., Olsson L.E., Carlsson M., Gyllenhammar M., Sárvári I. Horváth (2019). Anaerobic treatment of oil-contaminated wastewater with methane production using anaerobic moving bed biofilm reactors. Water Research. Volume 163, 15 October 2019.

<https://doi.org/10.1016/j.watres.2019.07.018>

8. Pavlov K.F., Romannoe P.G., Noskov A.A. (1987). Examples and tasks for the course of Processes and devices of chemical technology. Leningrad: Chemistry, 576. ISBN 9785918720318

9. Vargaftik N.B. (1972). Handbook on thermophysical properties of gases and liquids. M.: Nauka. 720.

10. Kasatkin A.G. (1973). Basic processes and apparatuses of chemical technology. 9th ed., trans. and additional. M. Chemistry. 754.

EFFICIENCY OF USING AN ANAEROBIC BIOREACTOR FOR WASTEWATER TREATMENT

V. Mel'nyk, M. Shafarenko, L. Rhuzinska, Z. Ostapenko,
V. Kosova, A. Gorbunov

Abstract. *The object of study is the process of biogas production in a bioreactor with a stirring device and an inert biofilm carrier. The problematic issue is the retention of biofilm on inert media at a certain number of revolutions of the stirrer. A scheme of a laboratory setup for studying the process of biogas production in a bioreactor with an inert carrier is presented. An important value was determined - the specific rate of substrate release $r_{X,M}$, without which it is impossible to calculate the biofilm surface and determine the amount of methane released. The influence of hydraulic flow (Reynolds criterion) on methane formation was determined. The number of revolutions of the stirring device was selected to keep the biofilm on inert media and prevent its detachment. The process of mass transfer of the substrate from wastewater to the surface of the biofilm; conversion of the substrate by active acidogenic biomass into acetic acid; conversion of acetic acid by methanogenic biomass into biogas is considered. The advantage of the proposed study of the influence of hydrodynamics on the process of biogas production in anaerobic conditions from the process of fluidization, in that, due to the intensive circulation of the liquid, it is possible to detach the biofilm from the surface of the inert media, is emphasized. It is proposed to create an optimal bioreactor apparatus that would fully ensure such a technological process. In the optimal mode of operation of the bioreactor, the number of revolutions of the stirring device is $n = 2$ rpm. The final concentration of the substrate in the wastewater reaches the value $S_2 = 0.1$ kg COD/ m^3 . The amount of methane produced is $V_{CH_4} = 0.409$ m^3 /day. It can be used in practice in the wastewater treatment of the following industries: dairies, meat processing plants, in the production of juices and wines in food production. These enterprises have a high content of organic matter in their wastewater. This leads to an increased amount of biogas produced.*

Мельник В. М., Шафаренко М. В., Ружинська Л. І., Остапенко Ж. І., Косова В. П., Горбунов А. Д.

Keywords: *bioreactor design, biogas production, anaerobic conditions, moving biofilm carrier*

Схеми біореакторів для виділення біогазу та графіки залежності утворення метану

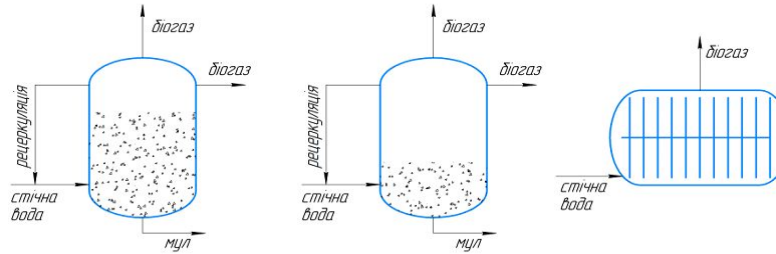


Рис. 1 а – біореактор з псевдо зрідженим шаром; б – біореактор з розширеним шаром; в – біореактор з дисками, які обертаються.

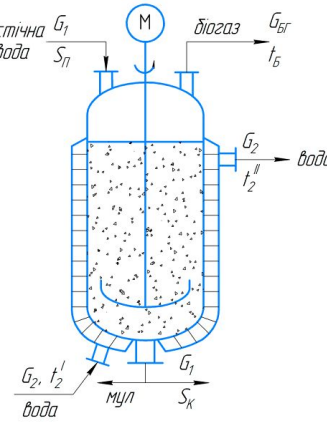


Рис.2 Схема біореактора з перемішуючим пристроєм та інертним носієм біоплівки.

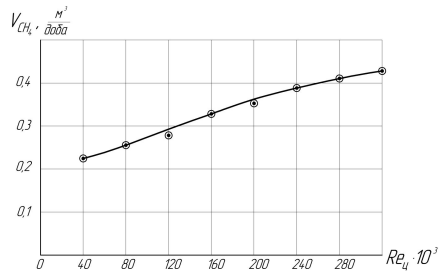


Рис. 4 Залежність кількості утвореного метану від критерія Рейнольдса

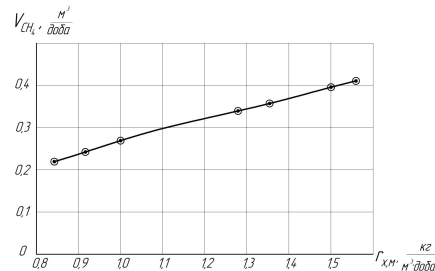


Рис.5 Залежність кількості утвореного метану від швидкості виділення субстрату

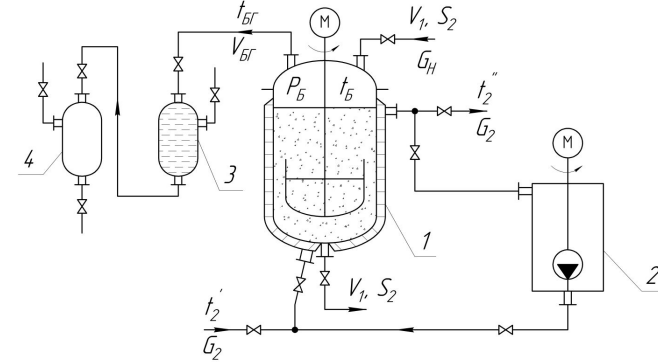


Рис. 3 Схема лабораторної установки для дослідження процесу виділення біогазу в біореакторі з інертним носієм: 1 – біореактор; 2 – термостат; 3, 4 – ємності

Плакат №1 до захисту магістерської атестаційної роботи на тему: Біотехнологічна очистка стічних вод на вітамінних заводах
Студента групи БІ-21мп Горбунова А.Д.
Керівник: д.т.н., Мельник В.М.

9307-00003007931195

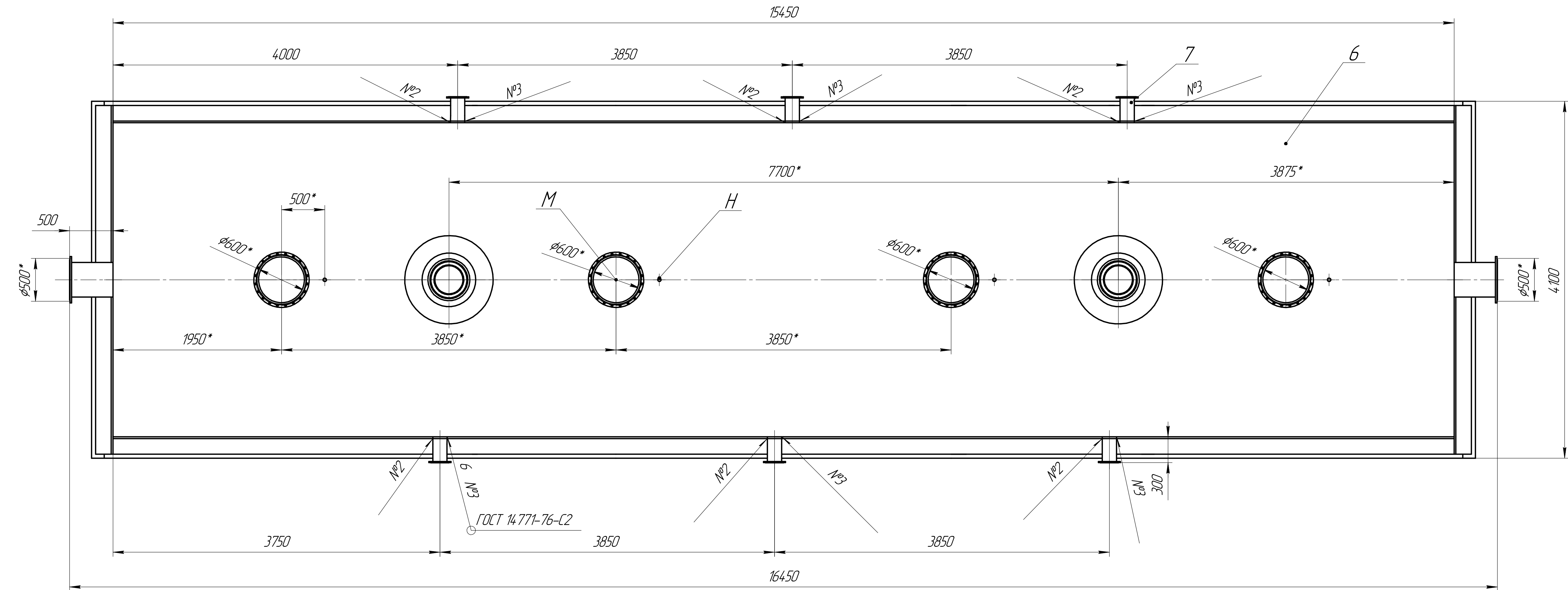
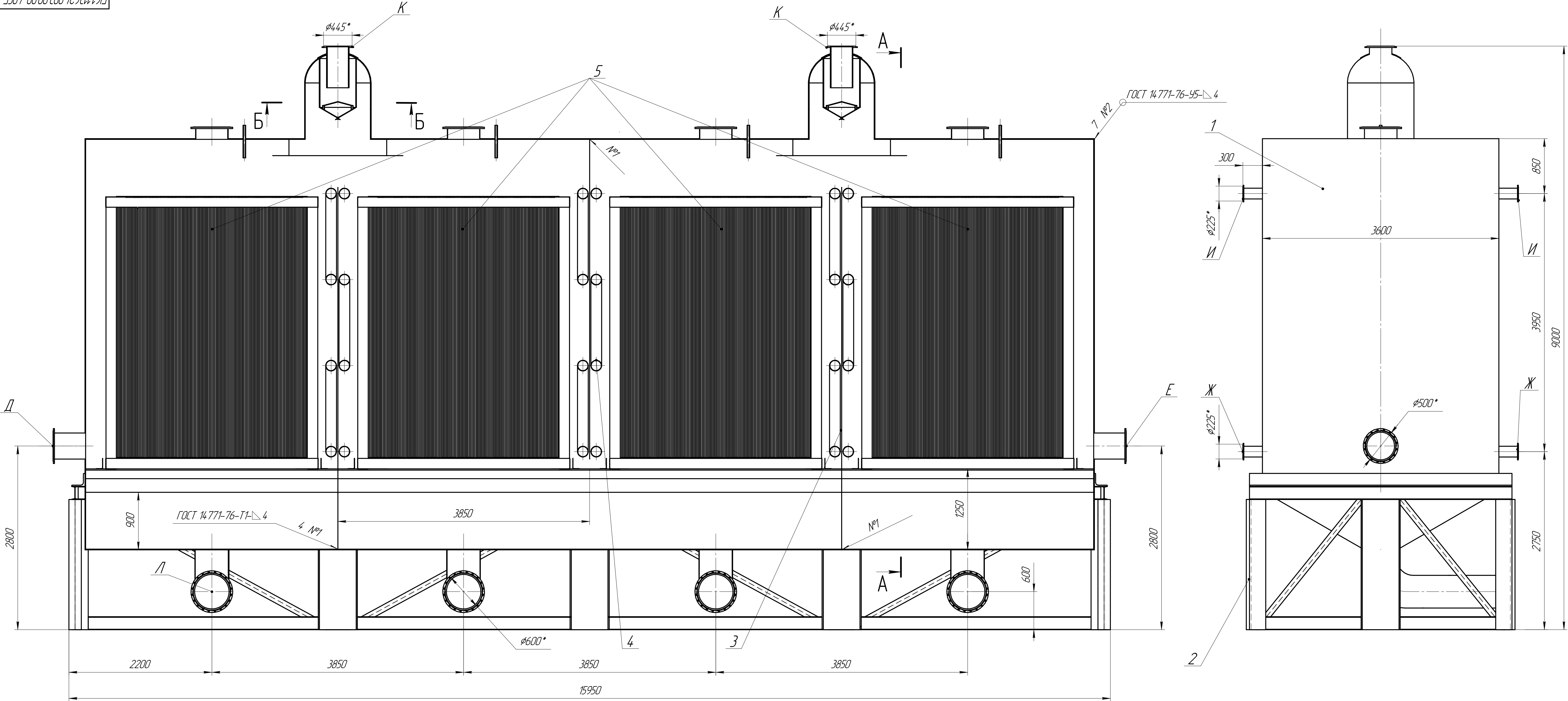


Таблица шпунгів

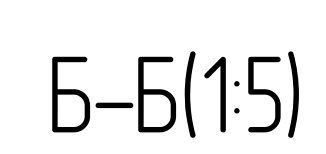
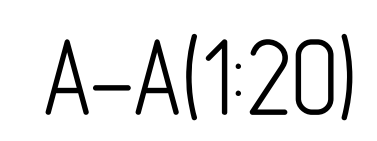
Вид шпунга	Найменування	Кіл.	Діа. мм	Р, МПа	Темп-ратура
Д	Для подачі води стічної	1	430	–	
Е	Для відведення води стічної	1	430	–	
Ж	Для подачі теплоносія	2	150	–	
И	Для відведення теплоносія	2	150	–	
К	Для відведення біогазу	2	330	–	
Л	Для відведення мілу	2	530	–	
М	Технологічний	4	530	–	
Н	Гільза термометра	4	25	–	

Технічна характеристика	
Апарат призначений для локального очищення води стічної у анаеробних умовах	
1. Об'єм корпусу апарату, м ³	300
2. Робочий тиск, МПа	0,1
3. Граничне навантаження, мг/л по БПК по ХПК	2240 1640
4. Забантаження	листи полімерні
5. Поверхня забантаження, м ²	вода стічна
6. Середовище	вода технічна
7. Теплоносії	
8. Температура, °С середовища теплоносія	33 95
9. Поверхня теплообмін. м ²	42
10. Габаритні розміри, мм довжина ширина висота	16500 4100 9000
11. Маса апарату, кг	30560

Технічні вимоги

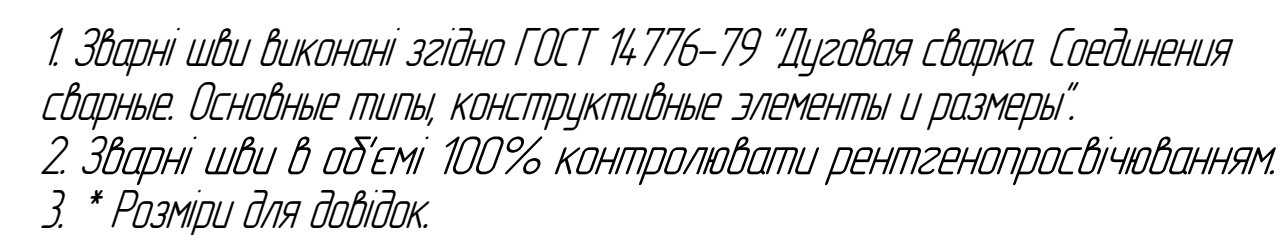
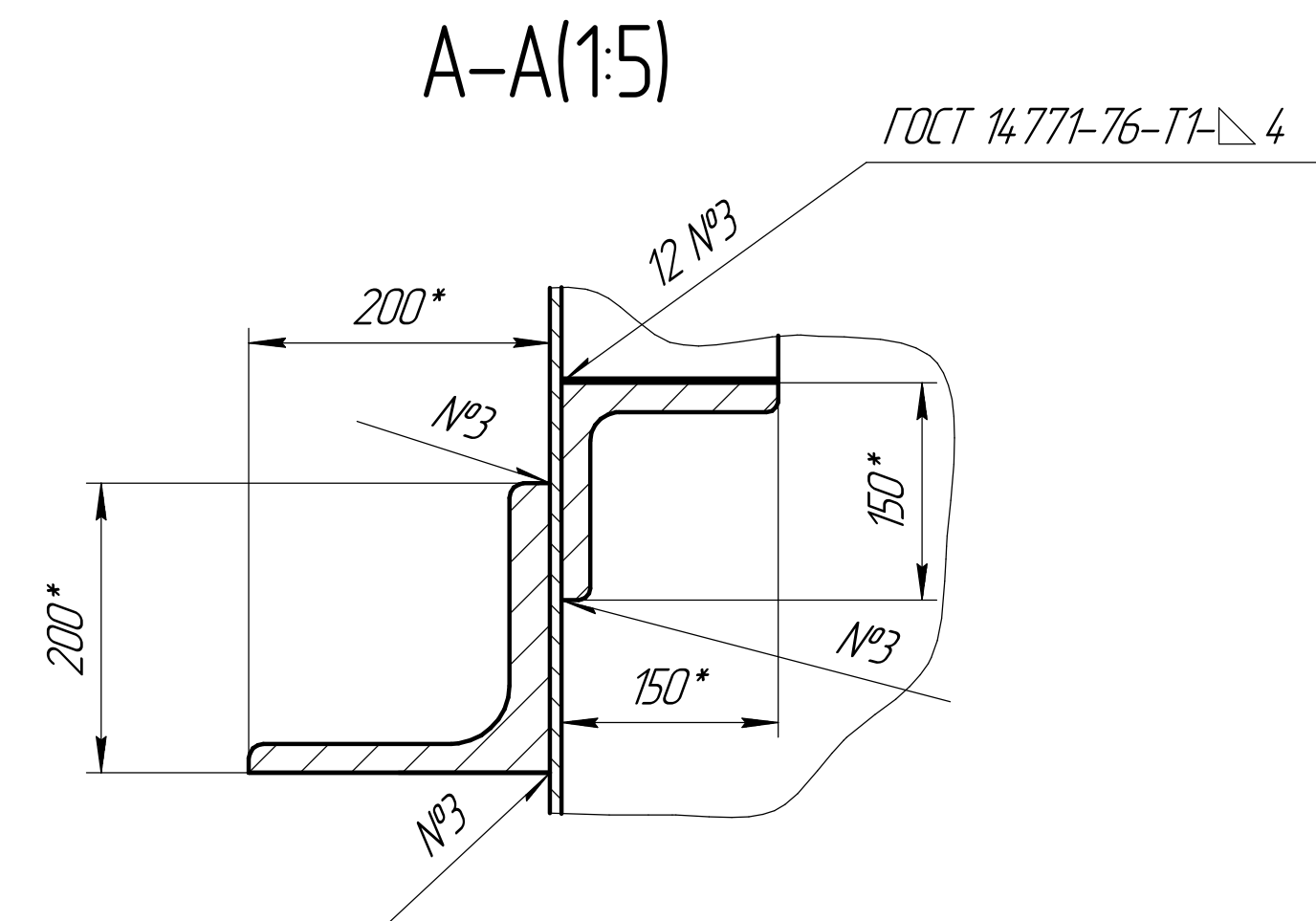
- При виготовленні, випробуваннях і доставці апарату повинні виконуватися наступні вимоги:
 - а) ГОСТ 12.2.003-74 "Оборудование производственное. Общие требования безопасности".
 - б) ГОСТ 26-291-79 "Сосуды и аппараты стальные сварные. Технические требования".
 - в) ГОСТ 380-2005.
 - г) Зварні з'єднання повинні відповідати вимогам ГОСТ 26.260.3-2001 "Сварка в химическом машиностроении. Основные положения".
 - д) Зварні шви в об'ємі 100% контролювати рентгенопробним методом.
 - е) Експлуатація обладнання проводиться згідно "Правил безпеки у у газовому господарстві".
 - ф. "Размеры для дощок".

						Б/2106.1084.1001-60СБ		
						Биореактор. Складальне креслення		
						Листов	Маса	Масштаб
						1	30560	1:25
						Деталь	1	Деталь
						Н. кресл.	М. кресл.	2
						Затверд.	Результат	ФСТ, гр. Б1-2/м

BI2106.1084.1.001-60СБ

Біореактор.

	HI Φ5T,
--	------------

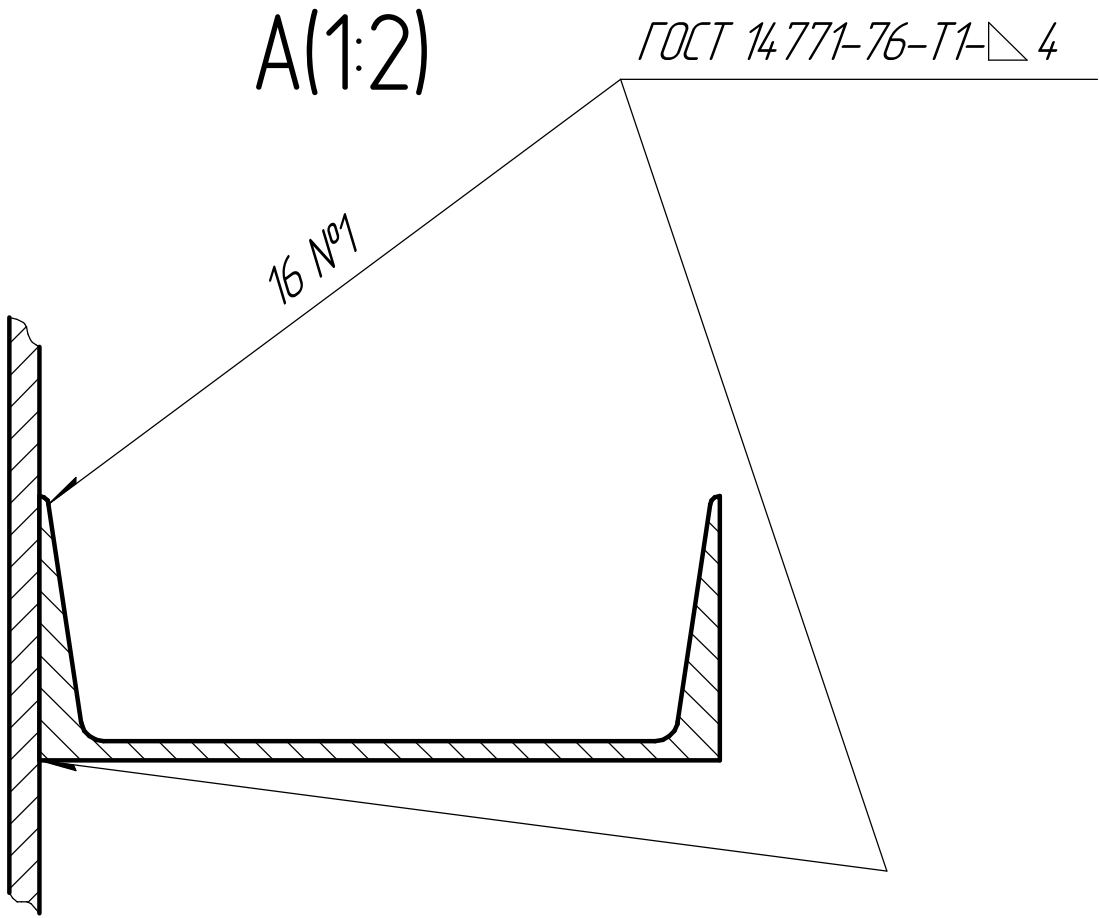
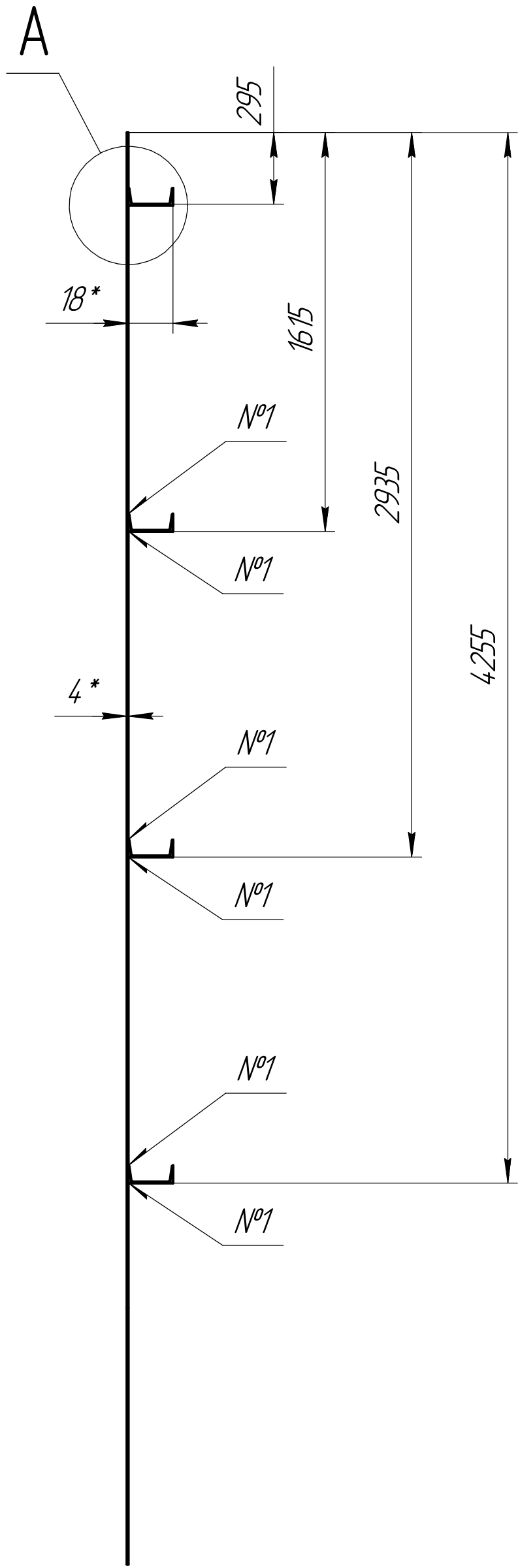
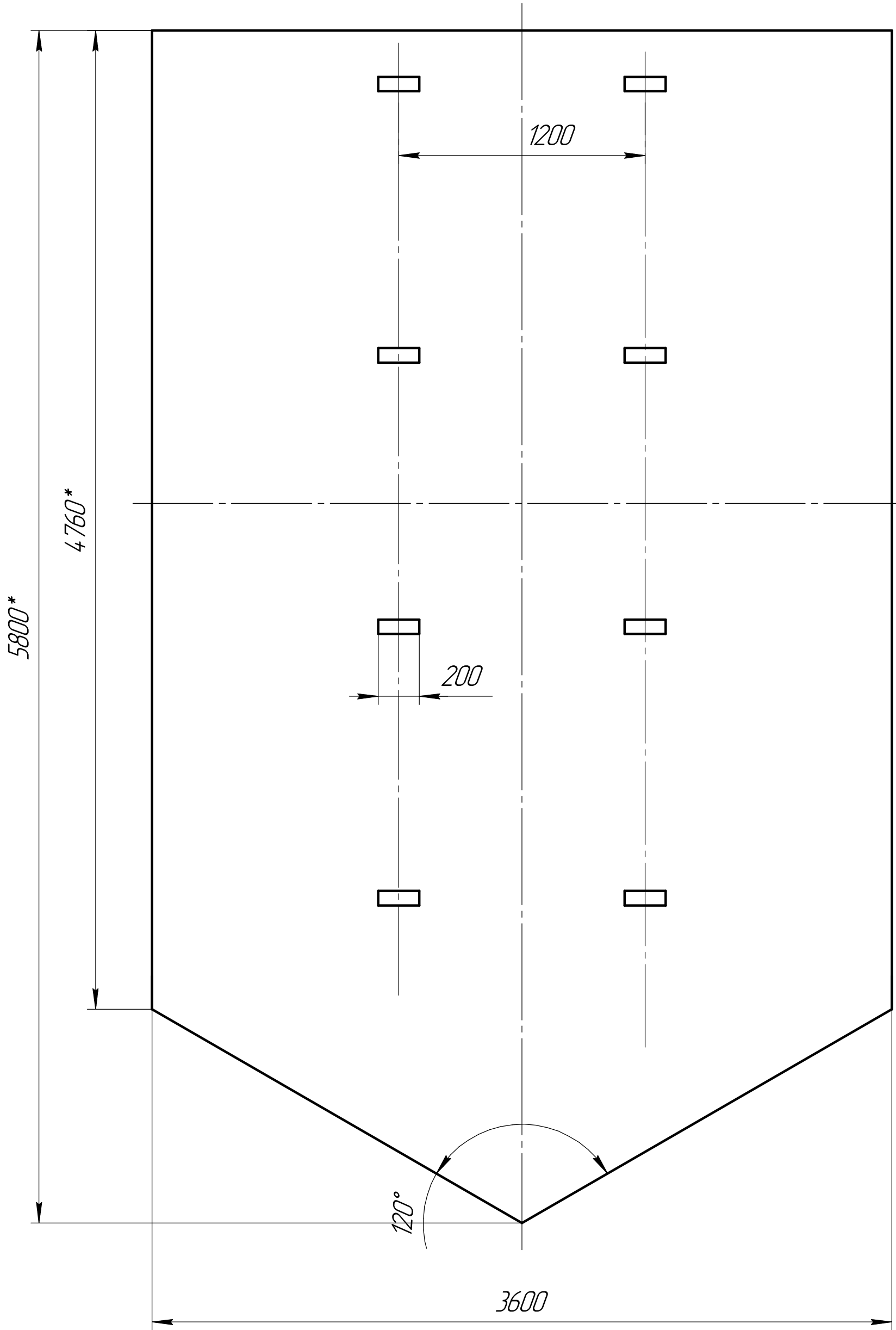


Не для коммерческого использования

КМТАС-30 v21 Чудова версія © 2022 000 "НОУН-Системи проектування", Росія. Всі права захищені.

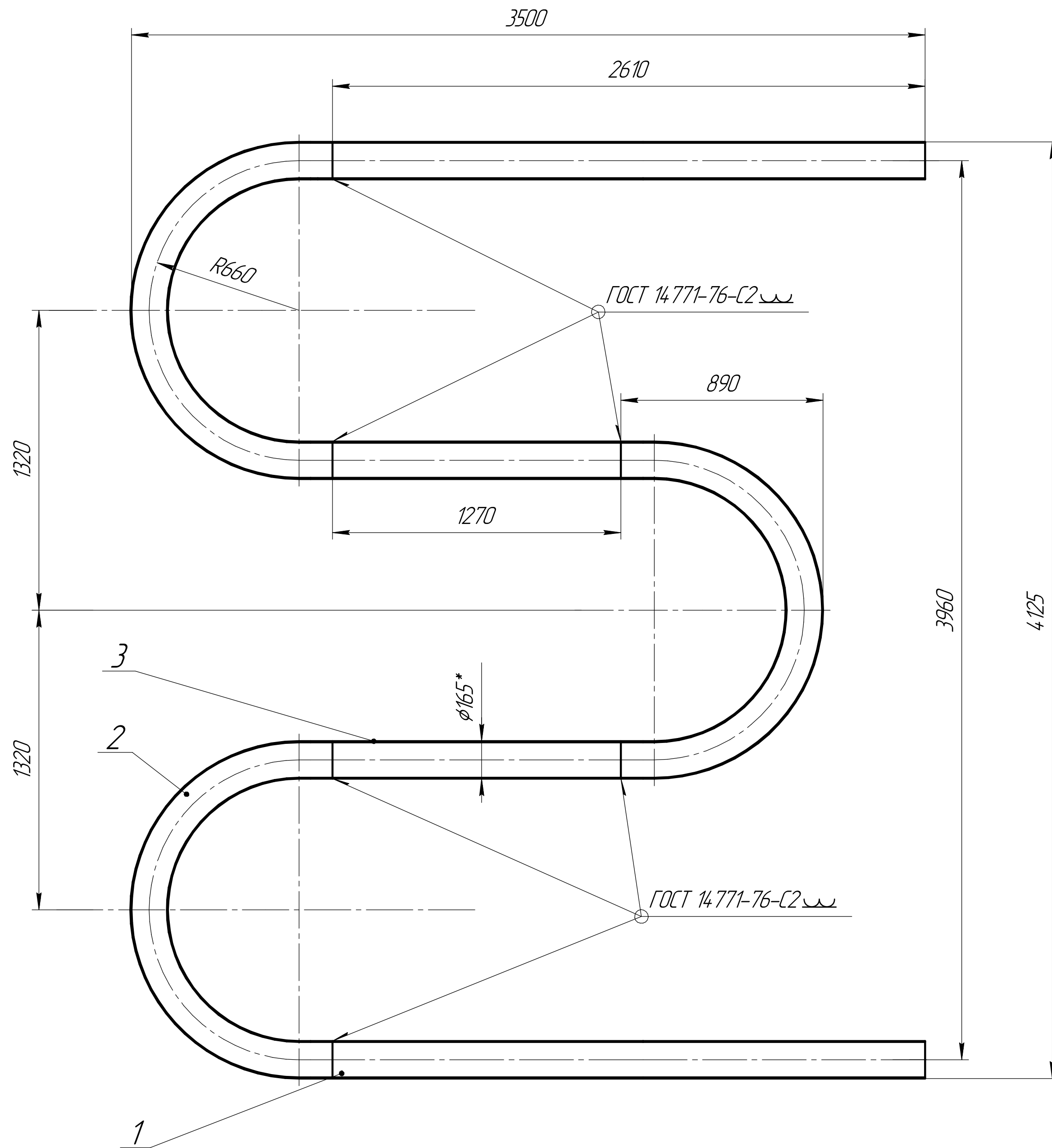
Не для коммерческого использования

БІ61113624.003.03.00-40СБ



1. Зварні шви виконані згідно ГОСТ 14776-79 "Дуговая сварка. Соединения сварные. Основные типы, конструктивные элементы и размеры".
* Розміри для справок

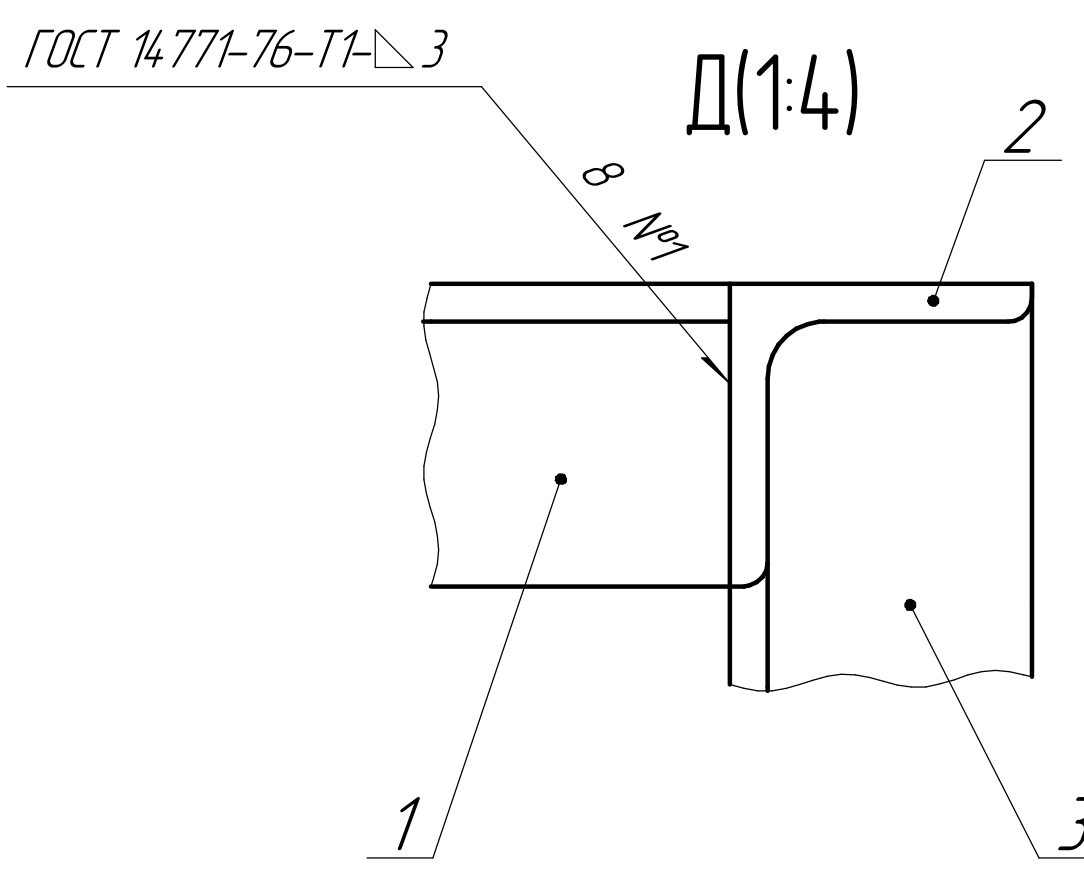
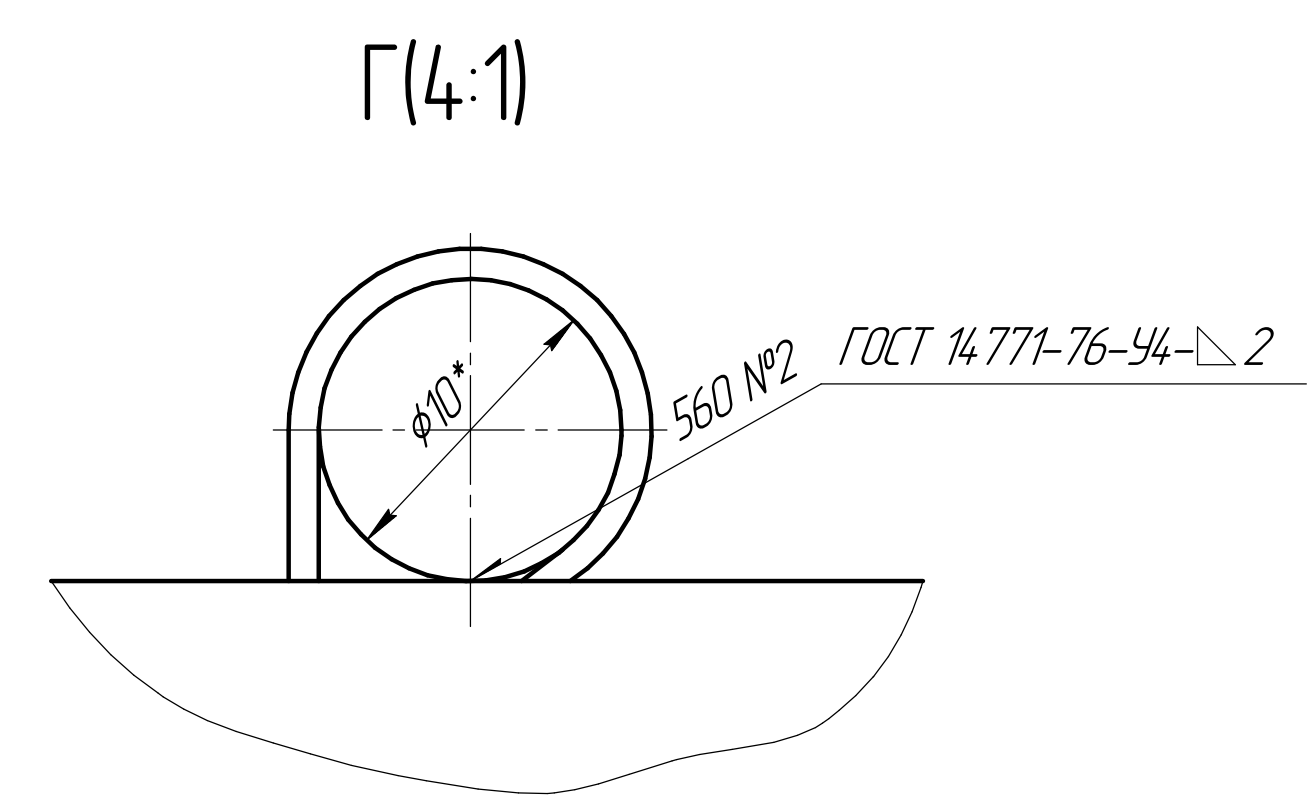
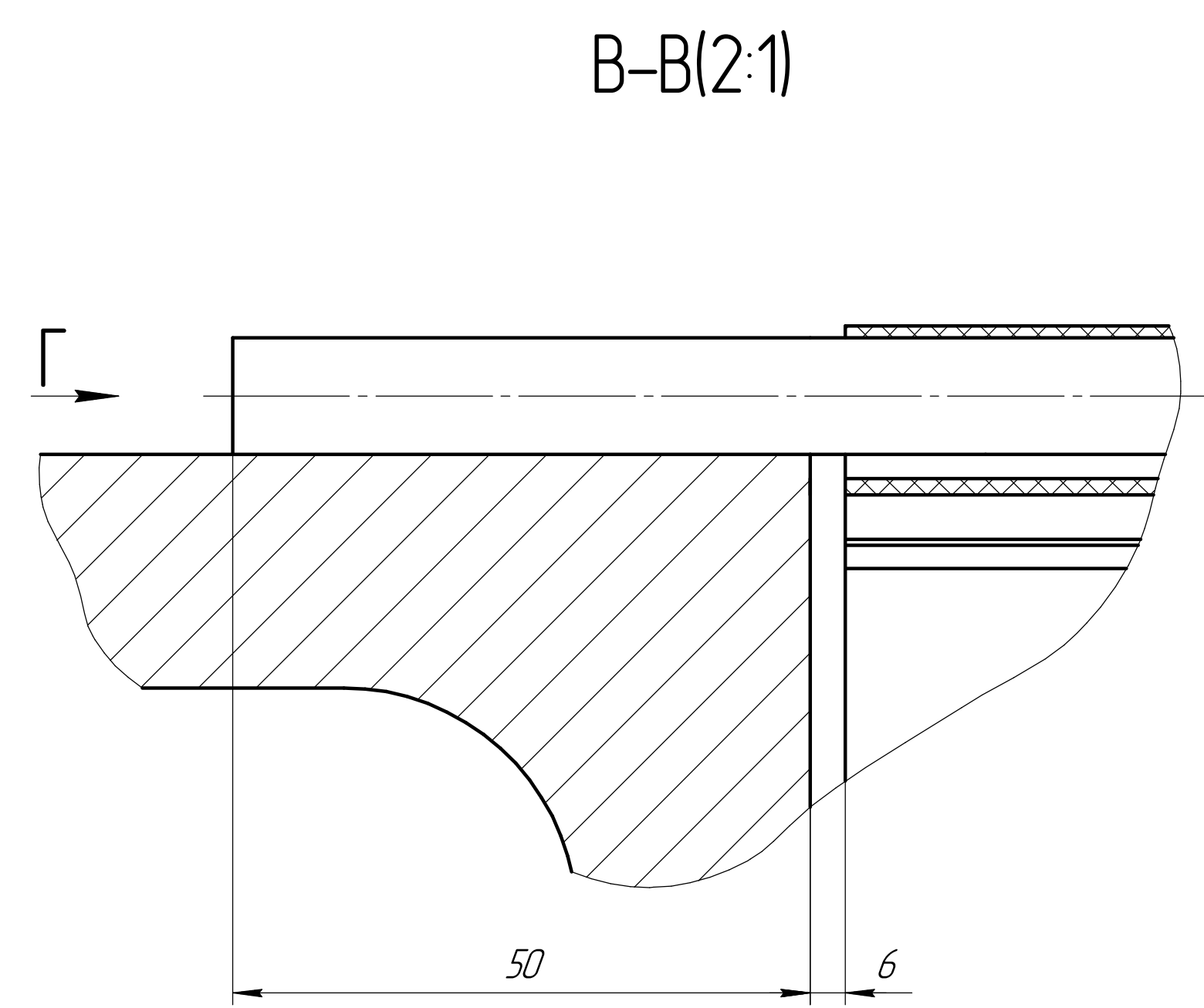
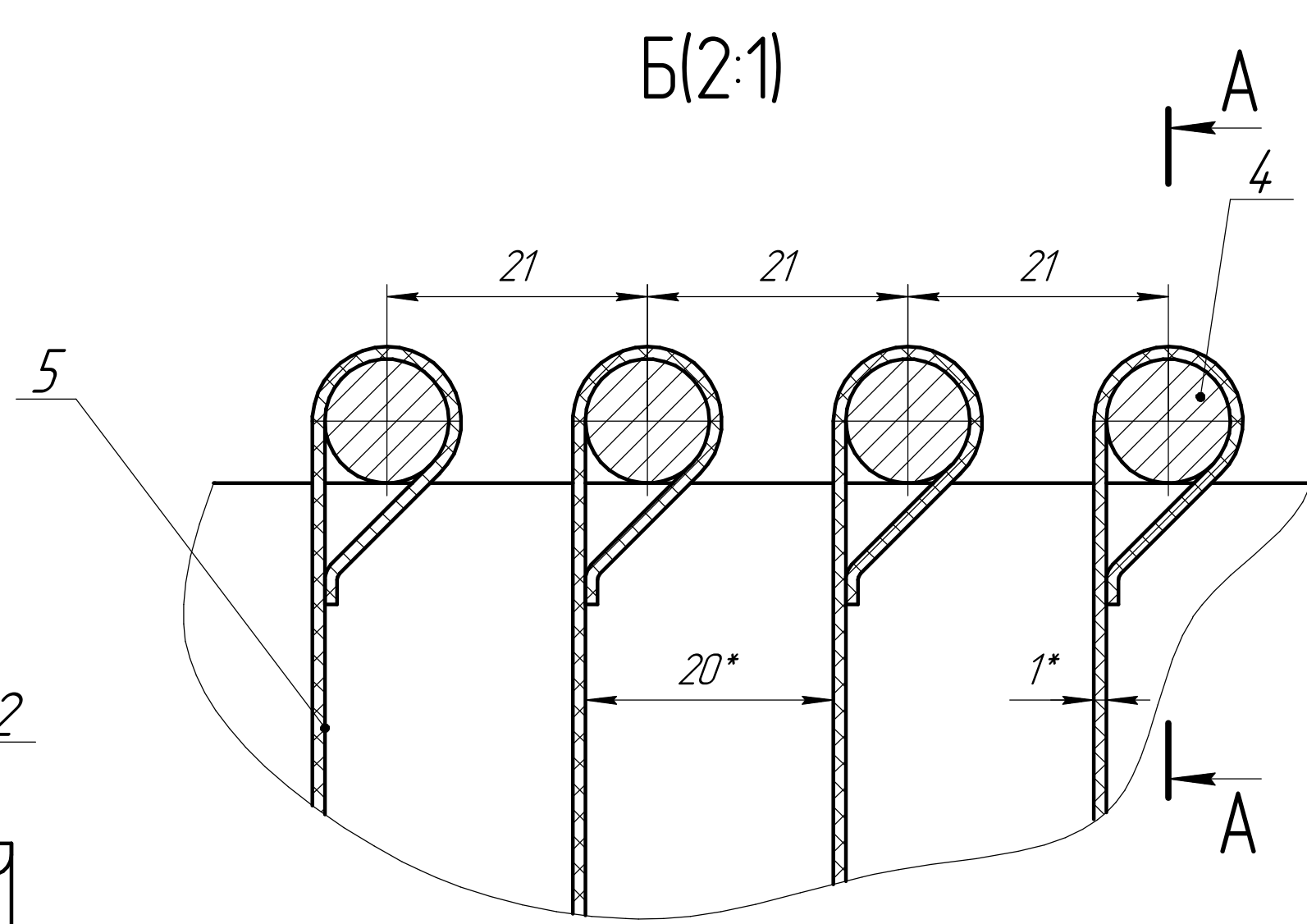
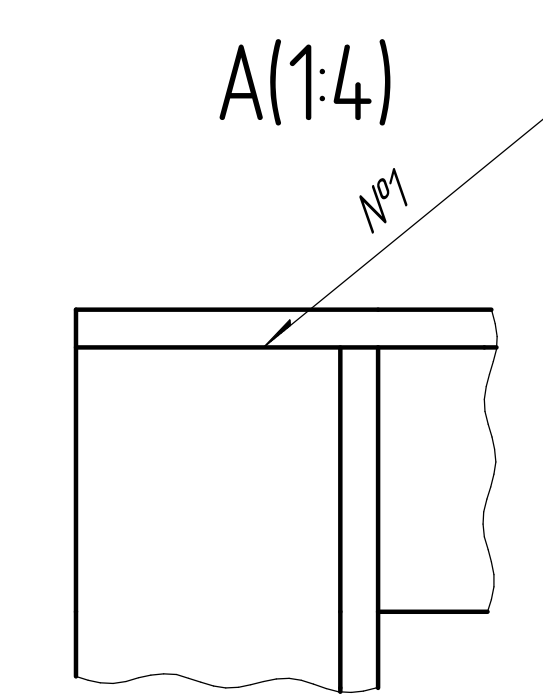
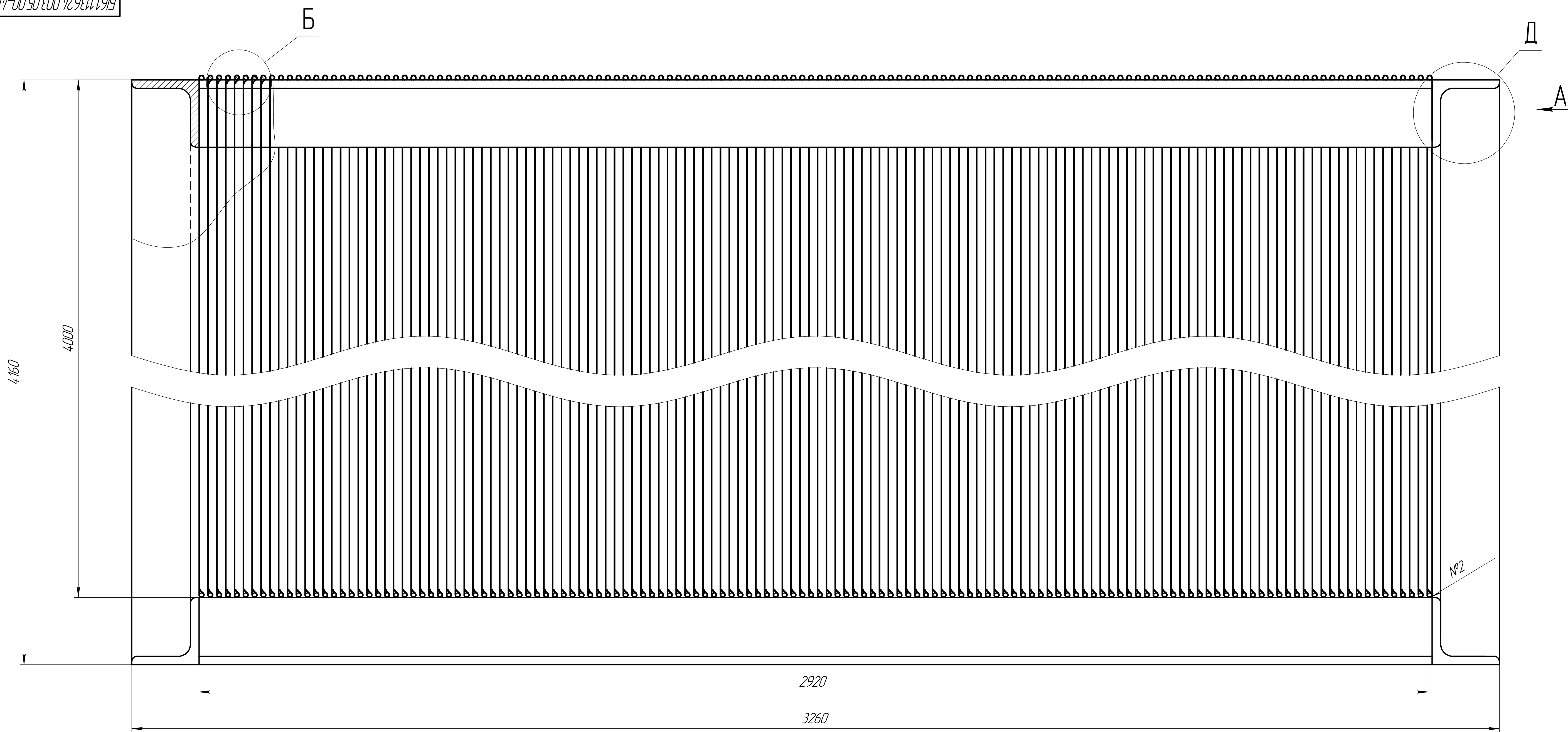
						БІ2106.1084.1.001-60СБ				
						Перетинка Складальне креслення				
Зм	Кільк. арк.	Арк.	№ док.	Підпис	Дата	Літера		Маса	Масштаб	
Розробив		Горбачов А.Д.			14.12.23			876	1:20	
Перевірив		Рижинська Л.				Аркциш 1		Аркцишів 1		НТУУ "КПІ" ФБТ, гр. БІ-21мп
Т. контр.		Рижинська Л.								
Н. контр.		Рижинська Л.								
Затверд.		Мельник В.М.								



1. Зварні шви виконані згідно ГОСТ 14776-79 "Дуговая сварка. Соединения сварные. Основные типы, конструктивные элементы и размеры".

2. * Розміри для довідок.

						БІ/2106.1084.1.001-60СБ						
Зм.	Кільк. уч.	Арк.	№ док.	Підпис	Дата	Зміювук. Складальне креслення			Літера	Маса	Масштаб	
Розробив	Гордіна А.Д.				14.12.23						408	1:15
Перевірив	Ружинська Л.											
Т. контр.	Ружинська Л.								Аркш	1	Аркшів	1
Н. контр.	Ружинська Л.								НТУУ "КПІ"			
Затверд.	Мельник ВМ								ФБТ, гр. БІ-21мп			



1. Зварні шви виконані згідно ГОСТ 14776-79 "Дуговая сварка. Соединения сварные. Основные типы, конструктивные элементы и размеры".
2. Зварні шви в об'ємі 100% контролювати рентгенопробіюванням.
* Розміри для довідок

						БІЛ113624.003.05.00-40СБ					
						Секція завантаження.					
						Складальне креслення					
						Літера		Маса		Масштаб	
						Аркци		910		15	
						Аркци		1		Аркци	
						НТУУ "КПІ"		ФБТ, гр. БІ-21м			
						Зм.		Кол. ч.		Арк.	
						Розробив		Удобринський А.Д.		17.12.23	
						Перевірив		Рижинська Л.			
						Г. контр.		Рижинська Л.			
						Н. контр.		Рижинська Л.			
						Затверд.		Мельник В.М.			