

КЛАСИФІКАЦІЯ ТА АНАЛІЗ РОБОТИ ФЕРМЕНТЕРІВ З МЕХАНІЧНИМИ ПЕРЕМІШУЮЧИМИ ПРИСТРОЯМИ В АЕРОБНИХ ПРОЦЕСАХ БІОТЕХНОЛОГІЇ

© Д. М. Закоморний, В. М. Поводзинський, В. Ю. Шибецький

Нами запропонована сучасна класифікація промислових ферментерів з введенням енергії механічними перемішувачами та наведений аналіз специфіки потоків багатофазної системи, що на підставі аналізу процесів масопередачі кисню в процесах аеробного культивування дозволяє розрахувати основні параметри конструкції типових груп апаратів

Ключові слова: біологічний агент, ферментер, культивування, біотехнологія, гідродинаміка, масопередача, механічний перемішувачий пристрій

We have proposed modern classification of industrial fermenters with the introduction of mechanical energy by mixing devices and contained analyses of specific multiphase flow system, based on the analysis of oxygen mass transfer processes in the processes of aerobic cultivation allows to calculate basic parameters of typical groups of devices

Keywords: biological agent, fermenter (reactor), cultivation, biotechnology, hydrodynamics, mass transfer, mechanical mixing device

1. Вступ

Культивування біологічних агентів (БА), серед яких найбільш популярними продуцентами біологічно активних речовин, біомаси та іншого є мікроорганізми, орієнтоване на використання ферментерів різних конструкцій. Для проектування, експлуатації та розробки конструкцій ферментерів що призначені для реалізації широкого кола варіантів культивування БА потрібна адекватна класифікація відомих промислових ферментерів та аналіз специфічних особливостей процесів, що супроводжують біосинтез. Ферментер функціонально призначений для забезпечення оптимальних для кожного типу БА умов зовнішнього оточення, серед яких найбільш впливовими визнані – гідродинамічні та масообмінні параметри культивування.

Серед класифікацій типових конструкцій промислових ферментерів найбільш популярною і визнаною є класифікація за способом введення енергії в культуральне рідину (КР) з метою його гомогенізації та забезпечення теплових та масообмінних процесів [1–5].

2. Постановка проблеми і огляд відомих типів ферментерів з механічними перемішувачами

Перемішування, як основний енерговитратний процес, що відбувається у ферментері реалізує процес перенесення компонентів багатофазної системи. Це досягається взаємодією двох або більшої кількості речовин в обмеженому об'ємі під дією імпульсу, що надходить від мішалки, за рахунок подачі рідини або газу [6]. Тому в основу класифікації покладена концепсія, що перемішування в аеробних процесах реалізується одним з трьох способів введення енергії в КР:

- стисненим газом (пневматичне перемішування);
- при використанні механічних перемішувачів пристроїв обертового або іншого типу руху;
- за допомогою енергії рідинної фази.

Ферментер в даній ситуації представляє собою реактор з всіма специфічними характеристиками властивими цьому виду обладнання і перемішування, супроводжується низкою змін гідродинамічних показників КР – швидкості газорідинної дисперсії, інтенсивності зрізових зусиль, газовмісту, часу гомогенізації тощо.

3. Літературний огляд

Ферментери в які введення енергії здійснюється механічними перемішувачами можна класифікувати за особливостями конструкції як самого реактора так і за особливостями мішалок. В цьому випадку мішалка є робочим елементом механічного перемішувача пристрою. Наразі перемішування в промислових ферментерах може здійснюється всім спектром відомих мішалок (12 типів), що використовуються в рідкофазних системах але в біотехнології традиційно перевага віддається швидкісним – лопатевим, гвинтовим та турбінним, які працюють при в'язкості КР не більше 50 Па·с. (рис. 1) [7].

В промислових ферментерах зазвичай використовують механічні мішалки з обертальним рухом. Під час роботи таких мішалок виникає складний тривимірний рух рідини – тангенціальний, радіальний, аксіальний (осьовий)) в якому переважає окружна складова швидкості (рис. 2). Перемішування рідкої фази відбувається за рахунок вихорів, що виникають на краях мішалки [6–8].

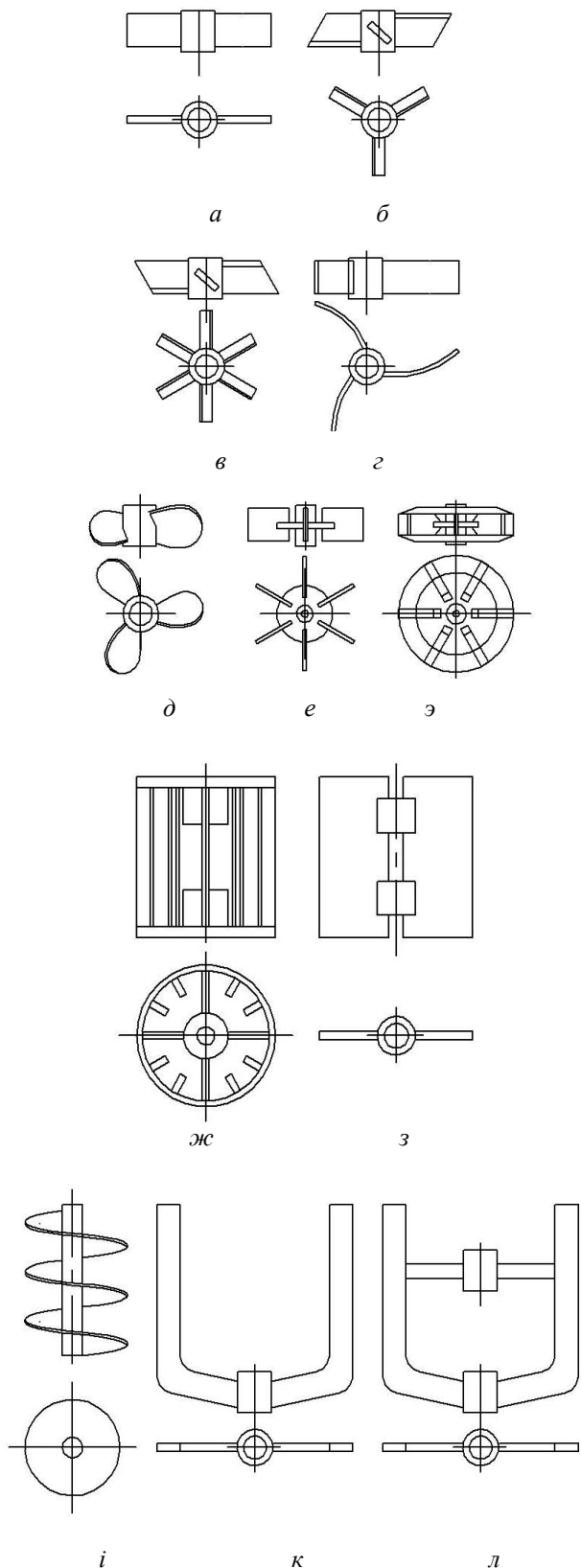


Рис. 1. Конструкції механічних мішалок: *a* – лопатева мішалка; *б* – трьохлопатева мішалка; *в* – шестилопатева мішалка; *г* – спірално-лопатева мішалка; *д* – гвинтова мішалка; *е* – відкрита турбінна мішалка; *е* – закрыта турбінна мішалка; *ж* – клітьова мішалка; *з* – листова мішалка; *и* – шнекова мішалка; *к* – якорна мішалка; *л* – рамна мішалка

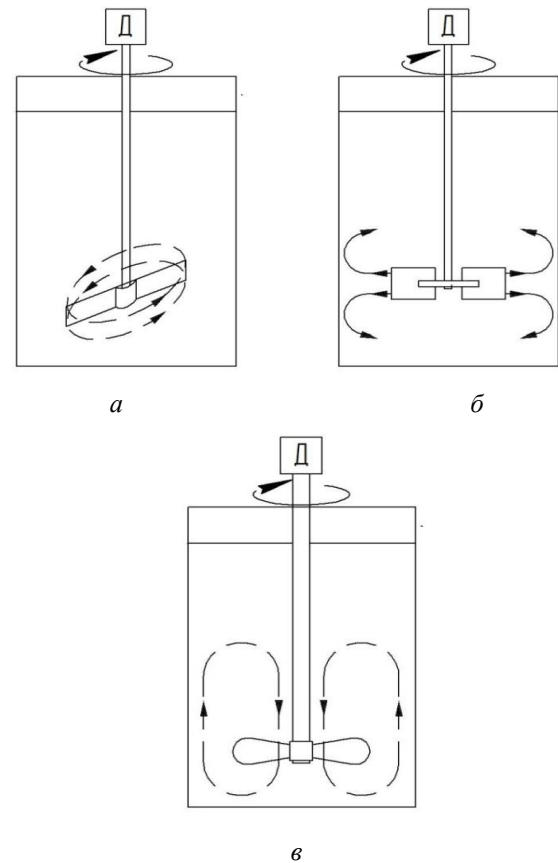


Рис. 2. Профіль руху рідини: *a* – при тангенціальному русі рідини; *б* – при радіальному русі рідини; *в* – при осьовому русі рідини

При тангенціальному русі рідини в апараті рухається переважно по концентричних колах, паралельним площині обертання мішалки. Якість перемішування буде найгіршим, коли швидкість обертання рідини буде дорівнювати швидкості обертання мішалки. Радіальний рух рідини характеризується спрямованим рухом рідини від мішалки до стінок апарату перпендикулярно осі обертання мішалки. Осьовий рух рідини направлений паралельно осі обертання мішалки. Первинним є тангенціальний рух рідини що утворюється при роботі всіх типів мішалок.

Під дією відцентрової сили, що виникає при обертанні будь-якого типу мішалки рідини стікає з лопатей в радіальному напрямку. Біля стінки апарату, цей потік ділиться на два: один рухається вгору, інший – вниз. Виникнення радіального руху призводить до того, що в перехідній області створюється зона зниженого тиску, куди і спрямовується рідини, що рухається від вільної поверхні рідини і від дна апарату, тобто виникає аксіальний (осьовий) потік, що рухається у верхній частині судини зверху вниз до мішалки. Таким чином, в апараті створюється стійке аксіальне течія, або стійка циркуляція [6, 8].

Характерною особливістю конструкції промислових ферментерів є те що до них відносяться сталеві апарати з механічними перемішувачами номінальним об'ємом від 0,01 до 100 м³ у рідкофазних середовищах з динамічною в'язкістю не більше 200 Па·с [7].

4. Класифікація та аналіз роботи ферментерів з механічними перемішувачами

Ферментери можуть бути класифіковані по конструкційним ознакам та по принципу дії (рис. 3). Так по відношенню H/D розрізняють два основних типи:

а) реактори змішування з і без циркуляції ($H/D \leq 3$);

б) колонні реактори з і без циркуляції ($H/D > 3$).

В свою чергу за способом руху КР колонні реактори поділяють на апарати з висхідним і низхідним, з прямоточним і протічечним рухом фаз. За наявністю в них різних конструкційних елементів, наприклад, циркуляційних труб, перегородок, тарілок, насадок та інших пристроїв, серед них також можна виділити два класи ферментерів – з циркуляційним контуром і без нього.

Сучасні багатотоннажні біотехнологічні підприємства віддають перевагу ферментерам змішування вертикального типу з одно валовим багатоярусним перемішувачем і серед таких ферментерів найбільш відомою конструкцією виявився ферментер Ф-63-1К-01 для асептичного культивування (рис. 4). Ферментер оснащений системою мийки та стерилізації насиченою водяною парою, для герметизації місця введення валу в апарат застосовано торцеве ущільнення з термічним затвором типу ТТ. Підведення стерильного повітря здійснюється через барботер. Для регулювання температури культивування використовується багатосекційна зовнішня сорочка та 4 вбудовані спіральні теплообмінники, які приймають участь у створенні циркуляційних контурів КР. Потужність привода механічного перемішувачого пристрою зі швидкістю обертання $3,27 \text{с}^{-1}$ 90 кВт.



Рис. 3. Схема класифікації ферментерів з механічними перемішувачами

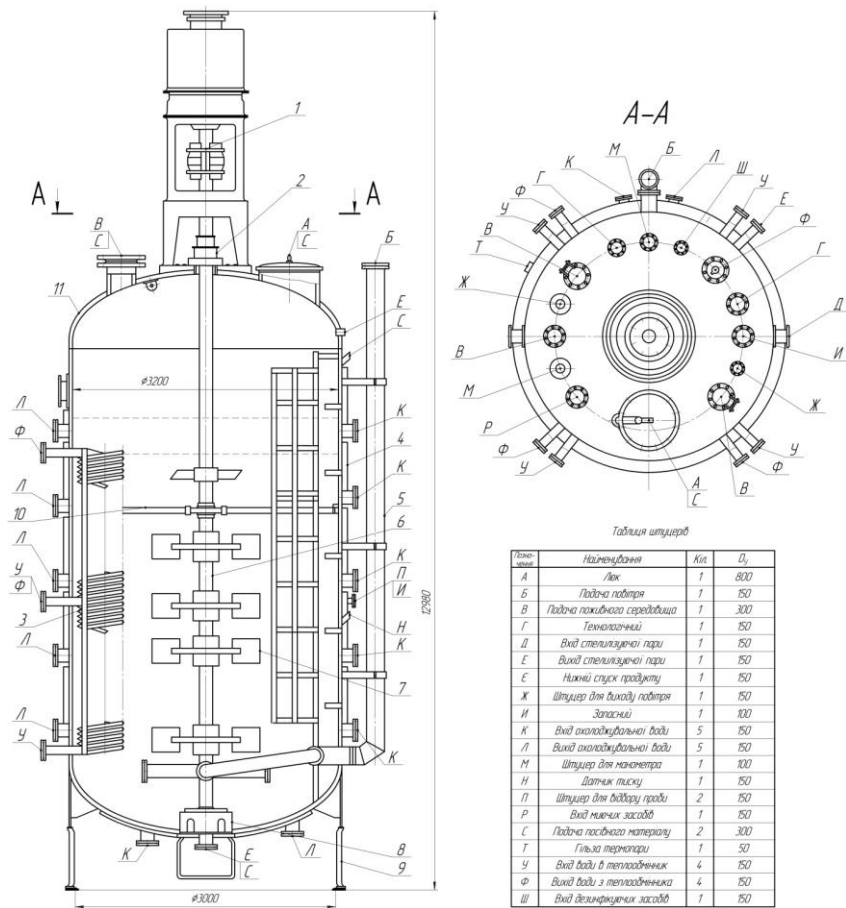


Рис. 4. Ферментер Ф-63-1К-01: 1 – привід; 2 – торцеве ущільнення; 3 – теплообмінник; 4 – сорочка; 5 – повітропровід; 6 – вал; 7 – мішалка; 8 – опора конусна; 9 – опора; 10 – опора проміжна; 11 – корпус

Промислові ферментери вертикального типу об'ємом до 100 м^3 оснащуються одноярусним механічним перемішувачем з одною або декількома мішалками, зазвичай мають зовнішній двигун, що з'єднаний з механічним перемішувачем.

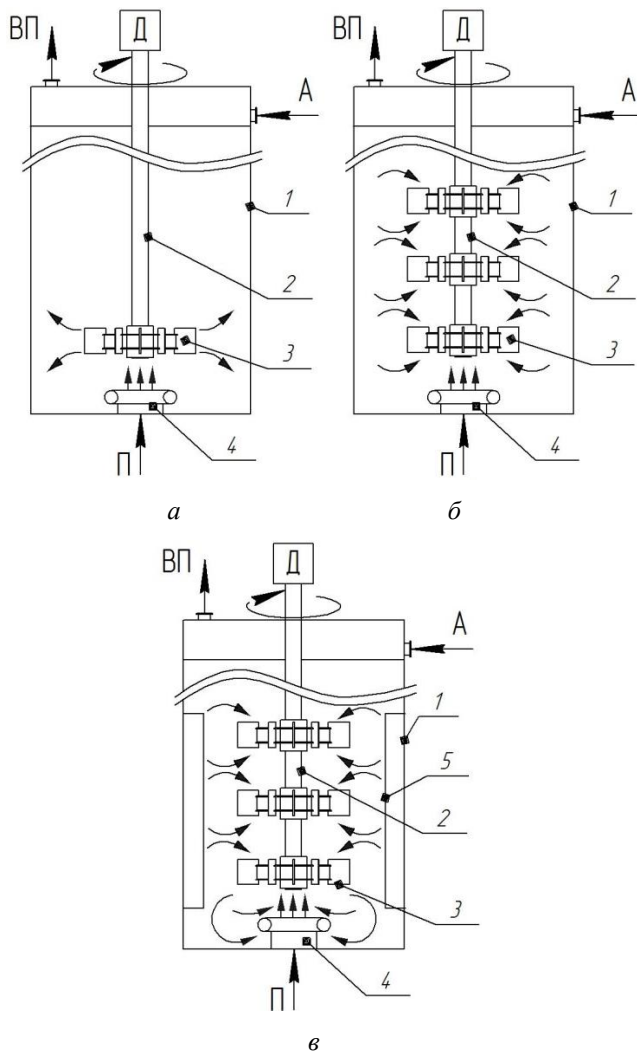


Рис. 5. Одноярусні і багатоярусні ферментери з механічними перемішувачами та схеми руху потоків КР: *а* – одноярусний ферментер; *б* – багатоярусний ферментер; *в* – багатоярусний ферментер оснащений відбивними перегородками; 1 – корпус; 2 – механічний перемішувач; 3 – мішалка; 4 – барботер; 5 – відбивні перегородки; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря

Для всіх ферментерів з механічними перемішувачами характерна наявність уніфікованого конструкційного елемента, що здійснює первинне диспергування газу і він називається первинним диспергатором. Функції такого диспергатора виконує барботер. Первинно диспергований газ може знову бути диспергований вторинним диспергуючим пристроєм – мішалкою. Для багатоярусних механічних перемішувачів кількість мішалок буває в діапазоні 1–6.

Доволі часто в ферментері спостерігається явище захлинання мішалки, коли утворені вертикальні стовпи легкої газорідної дисперсії піднімаються вгору, найчастіше уздовж вала мішалки, і обмежують циркуляцію рідини по висоті апарата. Тому для рівномірного перемішування всього об'єму апарату, застосовуються багатоярусні мішалки. Число ярусів мішалки і їх оптимальні розміри визначаються

на підставі емпіричних співвідношень, оптимальна відстань між ярусами мішалок становить $1,5-2 d_m$. Також, для унеможливлення цього явища використовують відбивні перегородки. Наявність відбивних перегородок дозволяє створити такий режим перемішування коли енергія що введена в КР максимально витрачається на утворення турбулентних пульсацій і це забезпечує максимальну ефективність процесу масопередачі кисню з газової фази в рідину.

Проблема створення керованої системи для рівномірного розподілу потоків газорідної дисперсії в ферментері достатньо ефективно вирішується при використанні конструкцій для циркуляції КР – ферментери змішування з циркуляційними контурами (рис. 6).

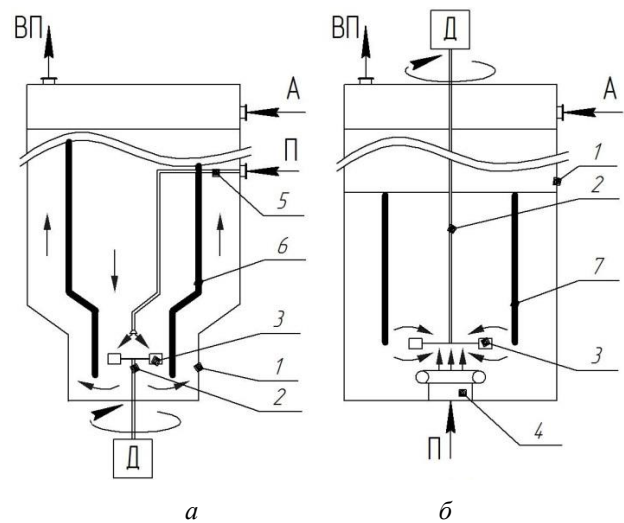


Рис. 6. Ферментери з механічними перемішувачами, циркуляційним контуром та схеми руху потоків КР: *а* – реактор з механічним перемішуванням та циркуляційним контуром; *б* – циркуляційний реактор з механічним перемішуванням та низхідним потоком; 1 – корпус; 2 – вал перемішувача; 3 – перемішувачий елемент; 4 – аератор; 5 – напрямна труба; 6 – циркуляційні труби; 7 – дифузор; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря

Ферментери даної групи з відношенням $H/D \leq 2$ мають механічний перемішувач і конструкції для циркуляції КР (Рис. 3 а,б). В якості циркуляційних пристроїв використані системи напрямних циркуляційних труб (дифузорів), які обмежують висхідні та низхідні потоки.

Серед одновальних ферментерів змішування відомі апарати з багатоярусними вібраційними мішалками (рис. 7) [9].

Інтенсивні потоки газорідної дисперсії, що обумовлюють виникнення значних рівнів зрізових зусиль не дозволяють використовувати типові ферментери для культивування клітинних культур і мікробних продуцентів біологічно-активних речовин здатних до іммобілізації [10]. Для вирішення цієї задачі придатна низка апаратів з фіксованою твердою фазою (fixed bed reactor) що відомі в хімічній технології як каталітичні реактори. Клітинна плівка

імобілізована на носії, що розташований у замкненому просторі – корзині двох типів:

- реактор Робінсона-Махоні з нерухою корзиною (рис. 8, а);
- реактор Махоні-Робінсона з корзиною, що обертається (рис. 8, б).

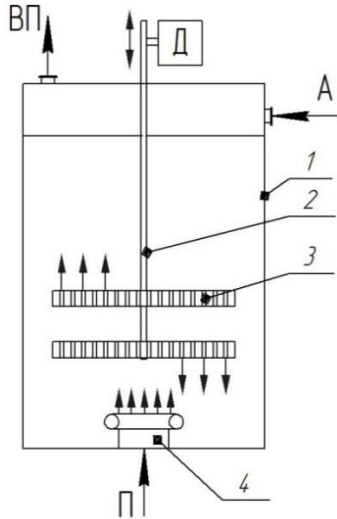


Рис. 7. Ферментер з вібраційним механічним перемішуючим пристроєм та схеми руху потоків КР:
1 – корпус; 2 – вал перемішуючого пристрою;
3 – вібраційний стелд; 4 – барботер; А – вхід рідини;
П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря

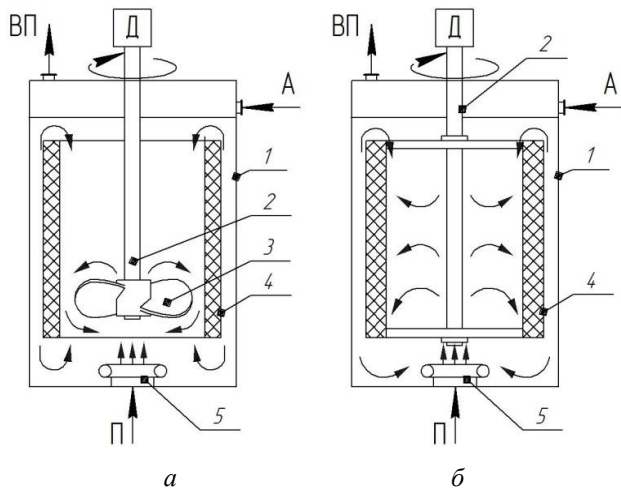
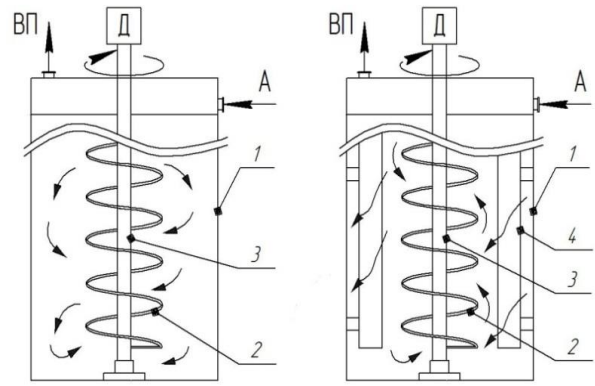
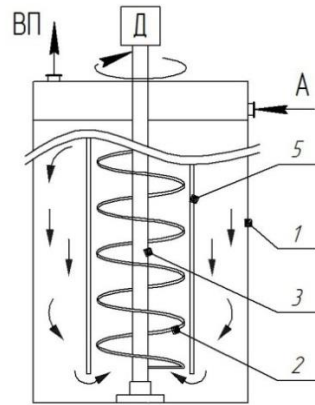


Рис. 8. Ферментери з механічними перемішуючими пристроями, фіксованою біоплівкою та схеми руху потоків КР: а – реактор Робінсона-Махоні з нерухою корзиною; б – реактор Махоні-Робінсона з корзиною, що обертається; 1 – корпус; 2 – вал перемішуючого пристрою; 3 – перемішуючий елемент; 4 – аератор; 5 – порожнистому циліндрі з дротяної сітки; а – ферментер з нерухою корзиною; б - ферментер з корзиною, що обертається, А – вхід рідини; ВП – відпрацьоване повітря

Специфіка потоків у ферментера з шнековими мішалкам припускає їх використання для культивування клітинних культур.



а б



в

Рис. 9. Ферментери з шнековою мішалкою та схеми руху потоків КР: а – ферментер зі шнековим перемішуючими пристроєм; б – ферментер зі шнековим перемішуючими пристроєм та відбивними перегородками; с – ферментер зі шнековим перемішуючими пристроєм оснащеним дифузором; 1 – корпус; 2 – шнекова мішалка; 3 – вал; 4 – відбивні перегородки; 5 – дифузор; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря

Як зазначалося раніше, суттєва різниця між ферментерами змішування та колонними апаратами полягає у іншому значенні відношення висота апарата до його діаметра. Колонні ферментери (рис. 6) можуть бути виконані як без внутрішньої циркуляції, так і з нею, яка забезпечується наявністю циркуляційних пристроїв, і як правило це дифузори.

При перемішуванні середовища в апаратах з багаторушними перемішуючими пристроями витрати потужності різко зростають. Збільшення числа ярусів до шести при відстані між сусідніми мішалками $l = (1 \div 3)d_m$ призводить до збільшення витрат потужності, яка затрачається на перемішування рідини, прямо пропорційне числу ярусів [2, 7].

До колонних ферментерів належать каскадні ферментери, які в свою чергу класифікуються на апарати з обертовими перемішуючими пристроями (рис. 11, а), з коаксіальним рухом перемішуючих пристроїв (рис. 11, б) [1, 5].

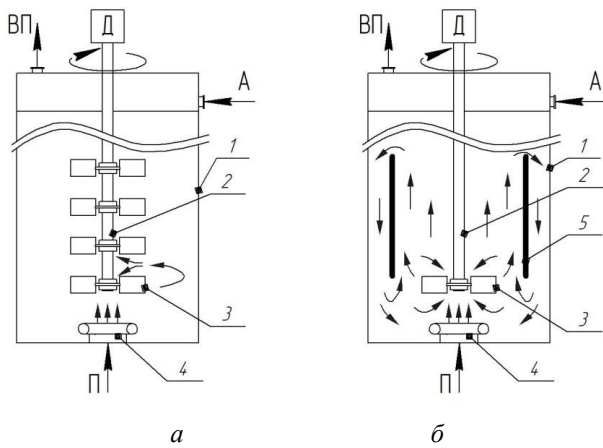


Рис. 10. Колонні ферментери з механічними перемішувачами та схеми руху потоків КР: *а* – колонний ферментер; *б* – колонний реактор з механічним перемішуванням та циркуляційним контуром; 1 – корпус; 2 – вал перемішувача; 3 – перемішувач; 4 – газорозподільний пристрій; 5 – циркуляційні труби; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря, Д - двигун

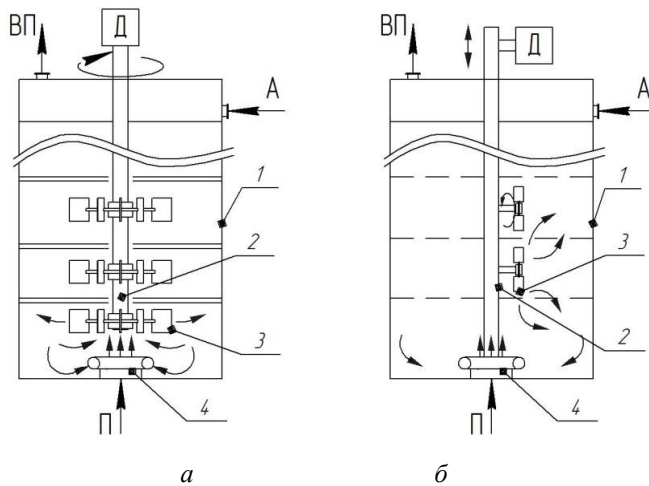


Рис. 11. Каскадні ферментери: *а* – з обертовими перемішувачами; *б* – з коаксіальним рухом перемішувачів: 1 – корпус; 2 – вал перемішувача; 3 – перемішувач; 4 – газорозподільний пристрій; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря, Д – двигун

На рис. 11, *а* представлений ферментер, який розділений на окремі зони по висоті апарату. По центру встановлений вал 2 з перемішувачами 3 таким чином, щоб кожний елемент мішалки потрапляв в окрему зону, в якій безпосередньо відбувається змішування компонентів КР. В другому випадку (рис. 11, *б*) ферментер представляє собою колону, яка оснащена по всій висоті перегородками 2. Особливістю такого апарату є те, що вал виконує зворотно – поступальний рух, а перемішувачі 3 мають можливість здійснювати коаксіальний рух.

В багатовалових ферментерах змішування без циркуляційного контуру (рис. 12, *а*) встановлюється два або більше валів 2 відносно центра апарату. Між мішалками можуть бути встановлені дифузори або циркуляційні труби 5 для створення спрямованого руху течій КР. Для підвищення рівня диспергування газу всередині апарату в якості диспергатора використовуються турбінні мішалки, що працює в режимі примусової подачі повітря або барботер у вигляді перфораного диска.

Багатовалові ферментери, виконані з зовнішнім контуром циркуляції зображені на рис. 3, *б*. Відмінною особливістю є те, що ззовні апарату встановлена система зовнішньої циркуляції, яка складається з циркуляційних труб 7, та насосів 6, яка в свою чергу забезпечує спрямований циркуляційний рух в об'ємі ферментеру. Зазвичай на валу встановлюється декілька перемішувачів 3 з метою інтенсифікації гомогенізації суміші в апараті. В днищі ферментеру встановлені газорозподільні пристрої 4 для подачі аеруючого повітря, яке також виконує функцію додаткового перемішування рідини [1, 4, 10, 11].

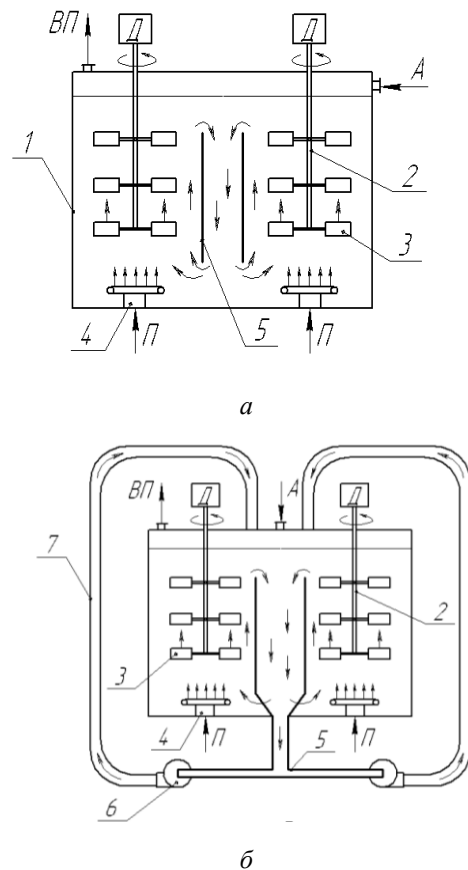


Рис. 12. Ферментери змішування багатовалові зі схемою руху потоків багатофазної дисперсії: *а* – без циркуляції; *б* – із зовнішнім циркуляційним контуром; 1 – корпус; 2 – вал перемішувача; 3 – перемішувач; 4 – газорозподільний пристрій; 5 – циркуляційна труба; 6 – гідравлічний насос; 7 – винесені (зовнішні) циркуляційні труби; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря, Д – двигун

Для отримання гомогенної суспензії рекомендується витримувати відстань між сусідніми мішалками $l = (1 \div 1,5)d_m$. При $l \geq (1 \div 1,5)d_m$ відсутнє їх взаємний гідравлічний вплив, а загальна потужність на перемішування рівна сумі потужностей одиничних мішалок. Зі збільшенням відстані між мішалками $l > (1 \div 1,5)d_m$ з'являється тенденція до розширення зон з нерівномірно розподіленими суспензіями. Розглянуті ферментери рис. 12, а відносяться до апаратів, які використовуються на підприємствах з виробництва кормового білка (наприклад, ферментер АДР-900-1К-01).

В процесах очищення стічних вод знайшли своє місце ферментери дискові з іммобілізованою біоплівкою – дискові біофільтри і вони представляють з себе горизонтальний ферментер з пакетом дисків на яких прикріплена іммобілізована біоплівка. Матеріалом дисків слугує пінопласт або азбестоцемент. З дисків формують пакети, по 30 – 180 дисків в кожному, що кріпляться на валу на відстані 15 мм один від одного. Диски до половини занурюють у стічну воду. На дисках, що обертаються з частотою до $1,5 \text{ хв}^{-1}$, формується біоплівка, аналогічна за складом плівці біофільтрів. Такі біофільтри малочутливі до коливань витрат і концентрації забруднень стічних вод, що дозволяє досягати значного ступеня очистки [4, 11].

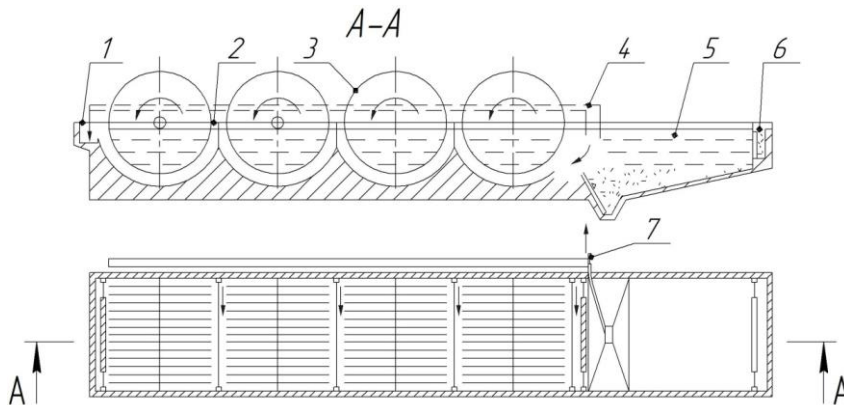


Рис. 13. Ферментери дискові з іммобілізованою біоплівкою (дискові біофільтри): 1 – камера прийому і розподілення стічної води; 2 – лоток; 3 – диски з іммобілізованою біоплівкою; 4 – мулопровід; 5 – відстійник; 6 – камера для видалення очищеної стічної води; 7 – трубопровід до мулової насосної станції

5. Апробація результатів досліджень

Робочий об'єм ферментерів для аеробного біосинтезу V_p розраховується виходячи з заданої продуктивності $Y [kg / m^3 год]$ і продуктивності за абсолютно сухою біомасою $\dot{X} [kg / m^3 год]$ тобто [7, 9]:

$$V_p = Y \cdot \dot{X}^{-1} \tag{1}$$

Одним з важливих характеристик процесу масообміну є швидкість розчинення кисню M , яка визначає продуктивність ферментера. Показник швидкості розчинення кисню розраховується [7, 9]:

$$M = \alpha_{O_2} \cdot \dot{X}, \tag{2}$$

причому α_{O_2} – коефіцієнт витрати кисню.

Наступним кроком при проектуванні ферментерів з механічним перемішуванням є формулювання рівняння масопередачі [7, 9]:

$$M = K_L a \cdot \Delta C. \tag{3}$$

Знаючи M і ΔC , визначається $K_L a$ і за одним з рівнянь типу

$K_L a = f(N_{vm})$ – для механічного перемішування або

$K_L a = f(N_{vm} + N_{vz})$ – для комбінованого типу перемішування

визначають N_{vm} (питома потужність перемішування механічним пристроєм) та N_{vz} (питома потужність, що витрачається при пневматичному перемішуванні) для отримання розрахункового значення M . При цьому вважається, що в апараті створені необхідні гідродинамічні умови, які в сукупності зі стабільними технологічними та мікробіологічними факторами забезпечують задану продуктивність ферментера.

Для розрахунку потужності перемішування, використовується класичне рівняння теорії подібності [7, 9]:

$$N_0 = K_N \rho n^3 d_m^5 g_c^{-1}, \tag{4}$$

де g_c – коефіцієнт перерахунку (в системі СІ $g_c = 1$). Але існує велика кількість інших залежностей для розрахунку потужності перемішування.

За N_{vm} розраховується загальна енергія механічного перемішування N_m . В залежності від потужності електродвигуна N_{et} і за конструкційними міркуваннями визначається число одно або багатоярусних мішалок в апараті [7, 9]:

$$m = N_m \eta_{eo}^{-1} N_{eo}^{-1}, \tag{5}$$

де η_{eo} – ККД електродвигуна.

Розрахунок ферментерів з одиничним валом та багатоярусним перемішувачем базується на системі емпіричних та аналітичних рівнянь [7, 9]:

$$K_L a = 0,8 N_V^{0,53} \cdot n^{0,2} \cdot m_r^{0,47} \cdot (d_m / D)^{1,8}, \tag{6}$$

де m_r – число ярусів; n – частота обертання мішалки, c^{-1} ; N_V – загальна питома потужність на перемішування, $кВт$; d_m / D – відношення діаметра мішалки до діаметра апарата.

Час гомогенізації можна виразити наступною залежністю [7, 9]:

$$\tau = 225 \left(\frac{V_c \cdot 10^2}{nd_m^3} \right)^{0,27} \cdot m_{\text{я}}^{-0,82}; \quad (7)$$

де V_c – загальна об'ємна витрата повітря, $\text{м}^3/\text{с}$.

Об'єм культуральної рідини, м^3 [7, 9]:

$$V_p = K_1 \cdot d_m^3 \cdot m_{\text{я}}, \quad (8)$$

причому $K_1 = \left(\frac{V_c \cdot 10^2}{n \cdot d_m^3} \right)$.

Розрахункова інтенсивність розчинення кисню, $\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{год}$ [7,9]:

$$M_p = K_L a \cdot \Delta C, \quad (9)$$

де ΔC – рушійна сила процесу масопередачі, $\text{кг}/\text{м}^3$ [6, 8].

При розрахунку рушійної сили ΔC в процесі масопередачі кисню з газової фази в рідку для колонних ферментерів або ферментерів з багатоярусними перемішувачами можна прийняти модель витіснення за газовою фазою.

Тоді величина ΔC при повному перемішуванні рідкої фази (для колонних ферментерів з рециркуляцією культуральної рідини) матиме вигляд [7, 9]:

$$\Delta C = \frac{\frac{1}{\psi} (P_{O_2}^H - P_{O_2}^K)}{2,31 \lg \frac{P_{O_2}^H - C_K \psi}{P_{O_2}^K - C_K \psi}}, \quad (10)$$

де ψ – константа Генрі; $P_{O_2}^H$, $P_{O_2}^K$ – парціальні тиски кисню на вході газу в ферментер і на виході з нього; C_K – концентрація розчиненого кисню на виході з ферментеру.

Розрахунок багатоярусного ферментера з багатоярусними мішалками проводиться за принципом елементного моделювання. Робочий об'єм ферментера великої одиничної потужності розбивається на секції, кожна з яких перемішується одним багатоярусним пристроєм. Робочий об'єм однієї секції приймається не більшим за 100 м^2 . Отже розрахунок зводиться до визначення основних параметрів як і для апаратів з одиничним валом.

Об'єм культуральної рідини, м^3 [7, 9]:

$$V_p = G / 24 \cdot 10^3 \cdot X, \quad (11)$$

де G – задана продуктивність ферментера за АСБ, $\text{т}/\text{добу}$; X – задана питома продуктивність ферментера за АСБ, $\text{кг}/\text{м}^3 \cdot \text{год}$ [7–11].

6. Висновки

Проведений аналіз конструкцій промислових ферментерів з введенням енергії механічними перемішувачами пристроями та визначення специфіки потоків багатофазної системи дозволив виявити особливості масообміну.

Отримана у даній роботі класифікація, як система досліджень – є важливим принципом систематизації інформації. Схема класифікації ферментерів з введенням енергії механічними перемішувачами пристроями дає змогу вирішити ряд питань стосовно обґрунтованого вибору проектних рішень щодо обладнання в біотехнологічному виробництві.

Література

1. Кафаров, В. В., Моделирование биохимических реакторов [Текст] / В. В. Кафаров, А. Ю. Винаров, Л. С. Гордеев. – М.: Лесная промышленность, 1979. – 344 с.
2. Виестур, У. Э. Системы ферментации Виестур [Текст] / У. Э. Виестур, А. М. Кузнецов, В. В. Савенков. – Рига: Зинатне, 1988. – 368 с.
3. Schuger, K. Neue Bioreaktoren for aerobe Prozesse [Text] / K. Schuger // Chem-Ing.-Techn. – 1980. – Vol. 52, Issue 12. – P. 951–965. doi: 10.1002/cite.330521205
4. Виестур, У. Э. Аэрация и перемешивание в процессах культивирования микроорганизмов [Текст] / У. Э. Виестур. – М.: 1972. – С. 54–67.
5. Поводзинський, В. М. Класифікація та аналіз роботи ферментерів з пневматичним перемішуванням [Текст] / В. М. Поводзинський, О. С. Резенчук, В. Ю. Шибельський // Наукові вісті НТУУ "КПІ". – 2011. – № 3. – С. 79–84.
6. Барабаш, В. М. Проблемы и тенденции развития теории и практики перемешивания жидких сред [Текст] / В. М. Барабаш, В. И. Бегичев, М. А. Белевицкая, Н. Н. Смирнов // Теоретические основы хим. технологии. – 2007. – Т. 41, № 2. – С. 140–147.
7. Руководящий документ РД 26.260.008-92. Ферментаторы для производств микробиологического синтеза. Методики расчета основных конструктивных элементов и режимов работы [Текст] / Издание официальное. – Дата введения 1 января 1993 г.
8. Аиба, Ш. Биохимическая технология и аппаратура [Текст] / Ш. Аиба, А. Хэмфри, Н. Миллис; под ред. Г. К. Скрыбина, П. И. Николаева. – М.: Пищевая промышленность, 1975. – 288 с.
9. Стабников, В. Н. Особенности расчета ферментаторов с виброперемешиванием [Текст] / В. Н. Стабников, П. П. Лобода, В. Н. Поводзинский // Хим. и нефтян. машиностроение. – 1984. – № 5. – С. 26–28.
10. Ружинська, Л. І. Математичне моделювання перемішування при культивуванні біологічних агентів, чутливих до напружень зсуву [Текст] / Л. І. Ружинська, В. Н. Поводзинський, Є. М. Чередник, Є. В. Морозова // Восточно-Европейский журнал передовых технологий. – 2013. – Т. 1, № 4 (61). – С. 27–30. – Режим доступа: <http://journals.urau.ua/eejet/article/view/9148/7931>
11. Поводзинський, В. М. Моделювання гідродинаміки ролерного ферментера у біотехнології вакцин [Текст] / В. М. Поводзинський, Л. І. Ружинська, В. Ю. Шибельський // Науковий вісник Львівського національного університету ветеринарної медицини та біотехнологій імені С. З. Гжицького. – 2010. – Т. 12, № 2(44), Ч. 4. – С. 76–81.

References

1. Gafarov, V., Vinarov A., Gordeev L. (1979). Simulation biochemistry reactors. Moscow: Forest industrialness, 344.
2. Viesturs, C., Kuznetsov A., Savenkov V. (1988). Viesturs fermentation systems – Riga: Zinatne, 368.
3. Schuger, K. (1980). Neue Bioreaktoren for aerobe Prozesse. Chem-Ing.-Techn., 52 (12), 951–965. doi: 10.1002/cite.330521205
4. Viesturs, C. E. (1972). Aeration and mixing in the process of cultivation of microorganisms. Moscow, 54–67.

5. Povodzinskiy, V. M., Rezenchuk, O. E., Shibetskiy, V. Y. (2011). Classification and analysis of fermenters with air mixing. Scientific news NTUU "KPI", 3, 79–84.

6. Barabash, V. M., Begichev, V. I., Belevitsky, M. A., Smirnov, N. N. (2007). Problems and tendencies of development of the theory and practice of mixing liquid media. Theoretical fundamentals of chemical technology, 41 (2), 140–147.

7. Guidance Document RD 26.260.008-92 (1993). Fermenter for production of microbiological synthesis. Methods of calculating the basic structural elements and modes of operation. Official publication.

8. Aiba, S. (1975). Biochemical technology and equipment. Ed. and with an introduction by GK Scriabin, PI Nikolayev. Moscow: Food Industry, 288.

9. Stabnikov, V. N., Loboda, P. P., Povodzinskiy, V. M. (1984). Features of the calculation fermenters with vibromixing device. Chem. and Petr. engineering, 5, 26–28.

10. Ruzhinska, L. I., Povodzinskiy, V. M., Cherednik, E. M., Morozov, E. V. (2013). Mathematical modeling of mixing by culturing biological agents that are sensitive to shear stress. Eastern-European Journal of Enterprise Technologies, 1/4 (61), 27–30. Available at: <http://journals.urau.ua/eejet/article/view/9148/7931>

11. Povodzinskiy, V. M., Ruzhinska, L. I., Shibetskiy, V. Y. (2010). Modelling hydrodynamics rolernoho fermenter in biotechnology vaccines. Scientific Herald of Lviv National University of Veterinary Medicine and Biotechnology, 12, 2 (44), Part 4, 76–81.

*Рекомендовано до публікації д-р техн. наук Мельник В. М.
Дата надходження рукопису 27.04.2015*

Закоморний Дмитро Миколайович, кафедра біотехніки та інженерії, Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», пр. Перемоги, 37, м. Київ, Україна, 03056

E-mail: zakomorniy@gmail.com

Поводзинський Вадим Миколайович, кандидат технічних наук, доцент, кафедра біотехніки та інженерії, Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», пр. Перемоги, 37, м. Київ, Україна, 03056

E-mail. vnpovodzinskiy@mail.ru

Шибетький Владислав Юрійович, асистент, кафедра біотехніки та інженерії, Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», пр. Перемоги, 37, м. Київ, Україна, 03056

E-mail: sjavva@mail.ru

УДК 504.4.054

DOI: 10.15587/2313-8416.2015.42379

РАСЧЕТ ИНДЕКСА ЗАГРЯЗНЕНИЯ ПОВЕРХНОСТНЫХ ВОД В РАМКАХ ОЦЕНКИ ЭКОЛОГИЧЕСКОЙ СОСТАВЛЯЮЩЕЙ ЖИЗНЕННОГО ЦИКЛА ПРОДУКЦИИ

© О. А. Проскурнин, Б. Н. Комаристая, С. А. Смирнова

Обосновывается целесообразность оценки комплексного влияния жизненного цикла продукции на окружающую среду. В качестве примера в статье рассматривается загрязнение поверхностных вод на этапе производства продукции. Предлагается механизм ранжирования показателей загрязнения поверхностных вод по степени их значимости. Приводится алгоритм статистической проверки согласованности экспертных суждений при установлении весовых коэффициентов для показателей загрязнения, основанный на использовании коэффициента конкордации

Ключевые слова: жизненный цикл продукции, окружающая среда, поверхностные воды, показатель загрязнения, весовой коэффициент, экспертиза, коэффициент конкордации

The assessment feasibility of the combined effect of the product life cycle on the environment is grounded. As an example, the pollution of surface waters at the production stage is considered in the article. A mechanism of ranking indicators of surface water pollution according to their importance is proposed. An algorithm for checking the consistency of the statistical expert judgment in determining weight coefficient for the indicators of pollution, based on the use of the concordance coefficient, is given

Keywords: product life cycle, environment, surface water, pollution index, weight coefficient, expertise, concordance coefficient

1. Введение

Существующий в настоящее время комплекс глобальных экологических проблем является прежде всего результатом осуществления человечеством процессов жизнедеятельности без учета возможностей биосферы компенсировать антропогенное влияние, а также результатом выработки стратегии развития исходя из социально-экономических приоритетов [1]. Нарастание глобальных экологических проблем, возникновение локальных кризисов и катастроф ан-

тропогенного происхождения, возникновение угрозы для человеческого выживания привели к необходимости пересмотра системы взаимоотношений «природа-человек», поиску путей их гармонизации и выработке механизмов согласования путей развития с объективными законами существования природы и общества [2].

Развитие производства и рост масштабов хозяйственной деятельности, в ходе которых человек использует все большее количество природных ре-