

**THEORETICAL PRINCIPLES AND PRACTICAL  
RECOMMENDATIONS IN CHOOSING ENZYMES  
FOR AEROBIC CULTIVATION OF BIOLOGICAL AGENTS**

**ТЕОРЕТИЧНІ ЗАСАДИ І ПРАКТИЧНІ РЕКОМЕНДАЦІЇ  
У ВИБОРІ ФЕРМЕНТЕРІВ ДЛЯ АЕРОБНОГО  
КУЛЬТИВУВАННЯ БІОЛОГІЧНИХ АГЕНТІВ**

Vadym Povodzynskyi<sup>1</sup>

DOI: <https://doi.org/10.30525/978-9934-26-297-5-22>

**Abstract.** This part of the collective monograph is devoted to the discussion of the main object of biotechnology, namely, the effectiveness of the cultivation of biological agents. Based on this position, the subject of this scientific research is the analysis of the situation, about how the physiological and biochemical properties of biological agents determine the choice of equipment for the cultivation of biological agents in aerobic conditions. *The methodology* for the implementation of this subject of scientific research is that for the implementation of mass transfer processes and the analysis of technical features of fermenters at the cultivation stage, an analysis of hydrodynamics in the fermenter is required due to the design characteristics of the devices. The work provides an analysis of specific phenotypic features of biological agents and defined conditions for effective realization of their genetic potential during cultivation. Modern biotechnology at the stage of cultivation of biological agents focuses on the use of fermenters of various designs, but there are no scientific and practical recommendations, so the *purpose* of this work was to create a classification of fermenters depending on the methods of energy input, taking into account the features of the technology. For aerobic biological agents, the influencing factors at the cultivation stage are the mass transfer efficiency of the limiting substrates and the uniformity of the phase distribution in the volume of

---

<sup>1</sup> Candidate of Technical Sciences, Associate Professor,  
Associate Professor of the Department of Biotechnology and Engineering,  
National Technical University of Ukraine "Ihor Sikorskyi Kyiv Polytechnic Institute", Ukraine

the fermenter. In the known designs of industrial fermenters, various systems of energy input into the culture liquid are used for effective mass transfer of limiting substrates and homogenization of interacting phases. This part of the monograph provides an analysis and rationale for the classification of typical industrial designs of fermenters by energy input methods, which makes it possible to select equipment for effective cultivation, taking into account the specifics of biological agents. Classification according to general characteristics is a guarantee of the correctness of calculations of hydrodynamic, mass exchange and heat exchange characteristics. The overview of fermenter designs presented in the monograph revealed that this type of device design is the simplest and most reliable due to the absence of moving parts of the design and the simplicity of the body elements. The *conclusion* of the presented work is that the choice of devices of this type can be proposed for microbial protein biotechnologies when using yeast as biological agents that are resistant to contamination. This part of the monograph makes it possible to identify biotechnologies for which it is appropriate to use devices of this type using the above classification based on the efficiency of the mass transfer processes of the limiting substrate – oxygen and on the structural features of the fermenter. Such biotechnologies include the production of feed microbial protein in non-aseptic cultivation conditions with a high rate of oxygen consumption. In the given review of specific physiological and biochemical features and specifics of the culture fluid, the possibility of using these devices for technologies with difficult-to-dissolve substrates is determined. A significant limitation of the use of devices of this type is the presence of significant shear forces during aeration of the culture liquid, which does not allow the cultivation of biological agents that are affected by shear forces.

### Вступ

Наразі біотехнологія визначається, як інтегроване використання біохімії, мікробіології та біоінженерії для промислової реалізації потенційних можливостей мікроорганізмів, культур клітин, тканин чи окремих їхніх частин.

Це визначення акцентує увагу на те, що в якості основного суб'єкту для **культивування**, використовуються не тільки мікроорганізми, але і

інші клітинні об'єкти, серед яких наявні клітини ссавців та рослин та клітинні органели, що обумовлює специфічність вимог до технологічного і технічного оформлення біотехнологій.

Біоінженерія, як сукупна частина біотехнології, визначає технічне забезпечення стадії культивування, враховуючи всю різноманітність фенотипічних характеристик біологічних агентів (БА) [1–2].

Промислове культивування БА має своєю метою отримання біологічно активних речовин (БАР), біомаси або їх сукупності і реалізується у ферментерах/біореакторах в умовах штучно створеного зовнішнього оточення. Таким зовнішнім оточенням є поживне середовище (ПС) в якому знаходяться БА – культуральна рідина (КР), а регулювання біотехнологічних процесів реалізується зміною гідродинамічних, теплових та масообмінних параметрів ферментаційного обладнання [1].

Ферментер забезпечує можливість керування біосинтезом з метою максимально можливого використання потенціалу БА у межах його генетично детермінованих можливостей. Специфічною особливістю біотехнологічних процесів, що реалізуються в ферментері, є можливість їх інтенсифікації та керування ними факторами зовнішнього оточення при забезпеченні стабільності генетичного потенціалу БА.

Базовою особливістю біотехнологічних процесів є їх висока індивідуальність, особливо на етапі біосинтезу – стадії культивування.

**Метою** частини даної монографії є аналіз теоретичних засад культивування, визначення та аналіз гідродинамічних, теплових та масообмінних процесів, що супроводжують культивування БА та аналіз конструкційних особливостей промислових ферментерів.

При цьому кінцевою метою даної роботи є дослідження існуючих типових конструкцій ферментерів, розробка їх класифікації та формування пропозицій стосовно вибору промислових ферментерів для великотонажного виробництва в аеробних умовах.

Вибір типу ферментеру, конструювання нового ферментаційного обладнання, модернізація відомих конструкцій можливе тільки в тому випадку, коли врахована коректна градація апаратів по специфічним ознакам, специфіка організації технологічного процесу і фенотипічні ознаки БА. Конструктивний розрахунок ферментеру, розрахунок гідродинамічних, масообмінних, теплообмінних характеристик, врахування умов диспергації фаз, утворення потоків, рівень сегрегації поживного

середовища можна реалізувати тільки для конкретних типів апаратів і з цією метою створюється класифікація ферментерів.

### 1. Основні фактори впливу, що визначають вибір ферментеру

Найбільш складною і відповідальною ділянкою біотехнологічного виробництва є стадія культивування БА. Ця стадія визначає ефективність накопиченої біомаси, первинних та вторинних метаболітів або їх сумарну кількість.

Метою стадії культивування є отримання максимальної кількості цільового продукту у межах генетично детермінованих властивостей біологічних агентів, за рахунок оптимізації факторів фонового штучно створеного оточуючого середовища.

Однією з найважливіших і характерних особливостей *біотехнологічних систем культивування* є те, що суб'єктом вивчення та експлуатації, на відміну від біології(мікробіології), є не окрема клітина(чиста культура), а *популяція або суміш біологічних агентів одного виду* для якої характерні такі специфічні ознаки:

- багаторівневість і це означає що ми маємо справу з об'єктом у вигляді складних скупчень – асоціацій та систем нижчого рівня організації – конгломерати та ізольовані клітини;

- в культуральній рідині присутні БА різних вікових груп, які знаходяться на різних рівнях фізіолого-біохімічної активності;

- культивування супроводжується постійними і суттєвими змінами у фізико-хімічних параметрах КР серед яких найбільш впливом є зміна реології;

- культивування, в більшості випадків, проходить при забезпеченні умов асептики – асептичні умови культивування, що в кінцевому випадку забезпечує ефективність біотехнології.

Дана ситуація може інтерпретуватися як та, що в біотехнології визначними є закономірності, які характерні для *гетерогенних популяцій клітин*, які існують в *штучно створених умовах, що характеризуються високим рівнем плинності* фізико-хімічних параметрів фонового оточення.

На сьогоднішній день відсутня узагальнена система вибору ферментаційного обладнання для ведення високо індивідуальних біотехнологічних процесів. Для вибору використовують власний досвід або

досвід існуючих виробництв, і як правило використовують апробовані типові технологічні та технічні рішення.

По сутності процесів, що протікають в ферментері він відноситься до біологічних систем, але конструкційне оформлення реалізується, як для хімічного реактора. Це реальне протиріччя може бути ліквідоване лише тоді, коли при виборі, проектуванні та оптимізації роботи ферментера конструктор буде виходити з фенотипічних ознак біологічних агентів, що включають морфологічні, фізіолого-біохімічні та культуральні ознаки БА [3–7].

Потрібно визнати, що глибинне культивування БА є найбільш поширеним способом, який використовується в біотехнології для отримання мікробних мас та біологічно активних речовин, що представлені первинними та вторинними метаболітами. Ферментери для глибинного культивування дозволяють найбільш ефективно створювати оптимальні умови в КР для ефективної реалізації потенціальних можливостей БА.

Вибір типового ферментеру серед інших відомих, конструювання нового ферментаційного обладнання, модернізація відомих конструкцій можливе тільки в тому випадку, коли врахована специфіка технологічного процесу і фенотипічні ознаки біологічних агентів тільки для конкретних типів та груп апаратів які поєднані специфічними характеристиками.

Серед базових вимог(обмежень), які потрібно враховувати при конструюванні, експлуатації або виборі типового ферментера необхідно врахувати таке [1–7]:

- гідродинамічна обстановка в ферментері повинна забезпечити одночасну реалізацію масопереносу в двох-(поживне середовище – клітини біологічного агента, трьох-(газ – поживне середовище – клітини біологічного агента), або чотирьохфазних(газ – поживне середовище – клітини біологічного агента – нерозчинний або слабо розчинний субстрат) системах;

- технологічне рішення стадії культивування може бути реалізоване для типових технологічних процесів – періодичний, напівперіодичний або безперервний спосіб культивування БА;

- продуктивність процесу(продуктивність виробництва – потужність по цільовому продукту) і в даному випадку враховується вид

цільового продукту – біомаса, метаболіт або їх композиція. Продуктивність процесу дозволяє визначити потрібний об'єм КР, тривалість циклу роботи. І для цього як правило пропонується використовувати лабораторні ферментери місткістю 0,5-100 л, пілотні місткістю 100 л – 10 м<sup>3</sup>, промислові(для ведення робіт основного технологічного процесу) місткістю 10-100 м<sup>3</sup> и більше.

– врахування можливого негативного впливу турбогіпобіозу(зрізових зусиль) на суспендовані клітини або на клітинні агломерати, які найбільш вразливі до зрізових зусиль, та на клітини міцеліальних грибів, клітини ссавців та клітини рослин;

– врахування широкого спектру діапазонів швидкостей росту/часу генерації що знаходиться в діапазоні від десяти хвилин до декількох діб і це визначає доволі різноманітний діапазон терміну культивування під час якого потрібно підтримувати стабільні параметри зовнішнього оточення;

– високі вимоги до рівня асептики в процесі культивування(забезпечення асептики реалізується за рахунок проведення робіт ДР та надійність інженерного оформлення під час культивування, наприклад забезпечення герметичності ферментеру);

– при культивуванні аеробних біологічних агентів єдиним економічно доцільним джерелом кисню є повітря(вміст кисню в повітрі – 21%), при цьому виникає ряд вимог до організації процесу масопередачі на фазових переходах газ – культуральна рідина та культуральна рідина – клітина;

– процеси біосинтезу супроводжуються інтенсивним **піноутворенням**, що обумовлює зниження корисного об'єму ферментера і визначає негомогенність культуральної рідини;

– **інтенсифікація біотехнологічних процесів** несуттєво залежить від конструктивних змін в апаратурі; процеси біосинтезу і в основному, детерміновані генетичним потенціалом БА.

## 2. Класифікація ферментерів для аеробного культивування

**Про класифікацію.** На сьогоднішній день відома значна кількість класифікацій ферментерів, в яких враховуються різні конструктивні, експлуатаційні та технологічні особливості ферментерів. Відомі класифікації ферментерів розроблені без врахування специфіки руху

багатофазної дисперсії та конструктивних особливостей пристроїв, що забезпечують регулювання процесів масопередачі. З нашої точки зору, найбільш коректною є **класифікація ферментерів за способом введення зовнішньої енергії**, так як саме енергетичні чинники обумовлюють гідродинамічні та масообмінні показники апарата. У відповідності з вибором існують три основні способи введення енергії в поживне середовище:

- внесення енергії у КР компримованим газом – повітрям, що використовуються для аерації КР;
- внесення енергії у ферментер потоком КР;
- внесення енергії у ферментер механічними перемішувачами пристроями.

Ця класифікація придатна для рідкофазних аеробних або анаеробних біотехнологічних процесів. Недоліком цієї класифікації є те, що вона не враховує ряд технологічних особливостей процесу:

- рівень асептики;
- вид технологічного процесу – періодичне, напівбезперервне або безперервне культивування;
- рівень сегрегації фаз – використання імібілізованих клітин, біоплівки, флокул та інше.

Аналіз принципів роботи ферментерів різних за способами введення енергії на перемішування та запропоновані класифікації дозволяють розробити основи інженерного розрахунку, виявити шляхи інтенсифікації та регулювання біотехнологічними процесами, а також окреслити можливі шляхи конструювання обладнання для культивування.

Серед факторів впливу на інтенсивність біотехнологічних процесів найбільш популярними є зміни гідродинамічних параметрів зовнішнього оточення, наприклад, інтенсивності перемішування. В цьому випадку перемішування розглядається, як основний процес, що відбувається у ферментері, що спрямований на вирівнювання градієнтів концентрацій речовин та енергії, а також на диспергацію крапель та бульбашок газів у КР при її примусовому русі [14].

В ферментерах різної конструкції необхідно досягти найкращих умов транспортування поживних субстратів до поверхні біологічних агентів і відведення продуктів метаболізму та тепла. При цьому вини-

кають циркуляційні потоки, що супроводжується виникненням зсувних напружень характер і інтенсивність яких залежить від конструкцій ферментерів і перемішуючих пристроїв. Інтенсифікація масопередачі при перемішуванні достатньо часто обмежується чутливістю біологічних агентів до зсувних деформацій, а отже і напружень, що виникають при роботі перемішуючих пристроїв, особливо в шарах культурального середовища, яке безпосередньо контактує з поверхнею рухомих елементів. В таких процесах режими перемішування і конструкція перемішуючих пристроїв повинна відповідати умовам мінімізації їх негативного впливу на біологічні агенти. З метою якісного і кількісного аналізу зсувних напружень, що виникають в шарах рідини, і що знаходяться в безпосередньому контакті з поверхнями лопатей перемішуючого пристрою, пропонується математична модель руху рідини в примежовому шарі біля лопатей.

Як правило, під час попереднього вибору ферментеру користуються схемою, у відповідності з якою, ферментери розділені по принципу введення енергії у КР і ця класифікація орієнтована на виробництво мікробного білку (кормового білку). К. Шюгерль в 1982 р. запропонував підрозділити біореактори на 3 основних групи згідно способу введення енергії для перемішування і диспергування повітря [10; 12; 13].

Запропонована класифікація орієнтована на аеробні процеси, як найбільш поширені в біотехнології і вибір враховує інтенсивність масопередачі кисню у вигляді об'ємного коефіцієнту масопередачі. Представлена система класифікації враховує ефекти, що виникають при введенні визначеної кількості енергії. Базовим ефектом є швидкість сорбції кисню ( $K_L$  а ( $K_v$  а). [ $\text{кгO}_2 / \text{м}^3 \text{ год}$ ]).

Проведений аналіз ферментерів по узагальнюючому показнику, яким є об'ємного коефіцієнту масопередачі дозволив визначити що при виборі промислових ферментерів попередні рекомендації можна представити у такому вигляді (рис. 1).

Для ферментерів 1 групи (ферментери з введенням енергії газовою фазою) –  $K_v \text{ а} \leq 4,0-4,5$ . Ферментери з таким способом введення енергії придатні для культивування БА у технологіях напрацювання мікробного білку в неасептичних умовах культивування.

Для ферментерів 2 групи (ферментери з введенням енергії рідиною фазою) –  $K_v \text{ а} \geq 5,0-6,0$ . Ферментери з таким способом введення





джі та клітини рослин та ссавців) є представниками гетеротрофних форм харчування. Вони отримують поживні речовини в розчиненому стані використовуючи для цього всю свою поверхню. А це означає, що вони є представниками БА з сапрозойним типом харчування і для транспорту в клітину, поживні речовини повинні бути в розчиненому стані і мати відповідний розмір молекул. Це не викликає занепокоєння, так як більшість біотехнологій реалізує стадію культивування у вигляді рідкофазного процесу у рідких поживних середовищах [8].

Процеси масопередачі є основою біотехнології, особливо на стадії культивування БА. Тому ферментер, є прикладом класичного масообмінного апарату – біологічного реактора.

Транспорт поживних речовин реалізуються як багатоступеневий процес масопередачі в багатофазній системі, яку представляє собою КР. В загальному вигляді масопередача складається з 2 блоків транспортних процесів в рідкому середовищі поза клітиною та внутрішньо клітинний транспорт.

*Рідкофазний транспорт речовин у позаклітинному просторі.*  
В цьому процесі можна умовно виділити такі етапи:

- розчинення компонентів поживного середовища у рідкій фазі (воді);
- транспорт поживних речовин через прикордонні плівки до поверхні клітини або до поверхні клітинного агломерату, де вони накопичуються перед транспортом у цитозоль.

*Транспортні процеси в клітині:*

- транспорт через клітинну оболонку, що представляє з себе багатшарову структуру різного рівня складності для реалізації транспортних процесів (основний дифузійний опір клітинної оболонки обумовлює цитоплазматична мембрана);
- внутрішньо клітинний транспорт та метаболічні перетворення (метаболізм) в цитоплазмі (в цитозолі) клітини.

Метою наведення згаданої вище інформації, стосовно транспортних процесів є пошук відповіді на питання які явища визначають ефективність транспортних процесів і відповідно ефективність культивування і які існують фактори впливу на дану ситуацію.

Що може бути прийнято як фактор впливу – зміна гідродинаміки процесу (регулювання гідродинамічної обстановки в ферментері) чи використання факторів впливу на БА.

В якості припущення приймається до уваги, що в аналізі ситуації не змінюється фенотип БА, та склад поживного середовища.

Рідкофазний транспорт, а саме перенос поживних речовин до поверхні клітини або до поверхні клітинного агломерату відноситься до масопереносу де рушійною силою є різниця у концентрації речовини, а впливовими параметрами є поверхня фазового контакту та коефіцієнт масопередачі. Перелічені параметри відносяться до регульованих і можуть бути об'єктом коригування при конструюванні та експлуатації ферментеру [15; 16].

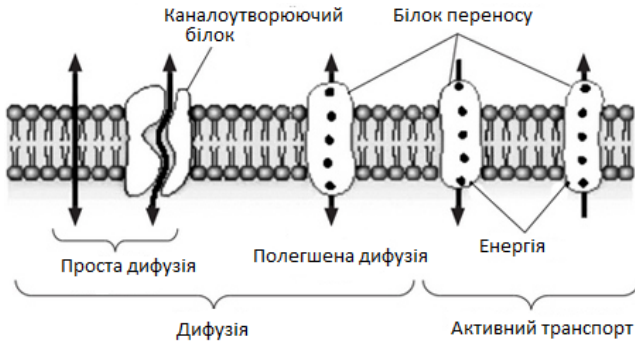
Значно складнішою є доставка (масопередача) поживних речовин до клітинних органел БА (мітохондрії, вакуолі тощо) для забезпечення метаболічних процесів. Цей процес залежить від активності ферментів.

Для багатьох високомолекулярних сполук клітинна оболонка є непроникною, а деякі з них взагалі не можуть проникнути навіть через цитоплазматичну мембрану. Однак це не означає, що високомолекулярні сполуки не використовуються мікроорганізмами як поживні речовини. Мікроорганізми синтезують позаклітинні травні ферменти, що гідролізують складні органічні сполуки. Таким чином, процес травлення у БА, що протікає у найпростіших у вакуолях, а у бактерій здійснюється поза клітиною.

Транспорт поживних речовин в клітину до центрів метаболічних процесів – це процес проходження розчинених у рідині речовин із навколишнього середовища через клітинну оболонку що сформована клітинною стінкою (КС), периплазматичним прошарком між КС та цитоплазматичною мембраною (ЦПМ), та ЦПМ. у бактеріальну клітину (рис. 2) [17].

Транспорт компонентів поживного середовища до клітинних депо метаболізму ґрунтується на трьох головних положеннях:

- сорбційне вилучення та накопичення речовини, що вилучається, на поверхні клітини;
- дифузійне переміщення через клітинну оболонку або самої речовини, або продуктів його гідролізу, або гідрофобного комплексу, що утворюється гідрофільною проникною речовиною та білком-посередником;
- метаболічна трансформація поживних речовин, що надійшли всередину клітини.



**Рис. 2. Проста, полегшена дифузія та активний транспорт речовин через клітинні мембрани**

Перший етап процесу транспорту компонентів починається з їх сорбції та накопичення на поверхні клітини, для чого потрібне постійне перемішування біомаси з субстратом, що забезпечує сприятливі умови для «зіткнення» клітин з молекулами субстрату.

На другому етапі відбувається перенесення речовини від поверхні клітини всередину її – ця модель пояснювалася або приєднанням проникаючої речовини до специфічного білка-переносника (пермеази), що є компонентом мембрани клітини, який після введення речовини всередину клітини вивільняється і повертається на її поверхню для здійснення нового «захоплення» і нового циклу переносу, або безпосереднім розчиненням цієї речовини в речовині стінки та цитоплазматичної мембрани, завдяки чому вона дифундує всередину клітини. Процес стабільного споживання речовини розпочинався лише після деякого «періоду рівноваги» речовини між розчином і клітинами, що пояснювалася протіканням гідролізу та дифузійним переміщенням речовини через клітинну оболонку до цитоплазматичної мембрани, де зосереджені різні ферменти. З початком метаболічних перетворень сорбційна рівновага порушується, і концентраційний градієнт забезпечує безперервність подальшого надходження субстрату до клітини.

На третьому ж етапі відбуваються всі метаболічні перетворення субстрату частково в такі кінцеві продукти, як діоксид вуглецю, вода, сульфати, нітрати (процес окиснення органічних речовин), частково

в нові мікробні клітини (процес синтезу біомаси), якщо процес трансформації органічних сполук відбувається в аеробних умовах.

В біотехнології апіорі прийнятий той факт, що аеробне культивування гетеротрофів лімітується двома субстратами – киснем, що обумовлено його низькою розчинністю у рідині ( $6,8 \cdot 10^{-3}$  кг  $O_2$  м<sup>-3</sup>) та вуглецевим субстратом (глюкозою), що обумовлюється його вартістю.

Відповіддю БА на лімітування по одному або по двом субстратам є зміна його фізіолого-біохімічних процесів і це проявляється у зміні активності ферментних систем. Весь цикл взаємовідносин клітини з навколишнім середовищем у процесі вилучення з неї та трансформації поживних речовин визначається та регулюється відповідними ферментами.

Кінцевим результатом транспортних процесів (масопередачі) компонентів поживного середовища є зміна у ростових процесах.

Між питомою швидкістю росту мікроорганізмів та концентрацією розчиненого в КР кисню/глюкозою існує залежність, яку можна виразити рівнянням Міхаеліса – Ментен описуючим залежність швидкості реакції, що каталізується ферментом, від концентрації субстрату [16].

Принциповими обмеженнями, що повинні бути враховані при конструюванні, виготовленні та обслуговуванні ферментерів, є реалізація масопередачі при наявності багатофазної дисперсії на фазових переходах «рідина – клітини БА», «газ – рідина – клітини БА», інтенсивне піноутворення та вразливість БА до фізико-механічних чинників (явище турбогіпобіозу або надлишкових за інтенсивністю зрізових зусиль). Суттєвим ускладненням реального процесу культивування є постійна зміна умов зовнішнього оточення, що обумовлена накопиченням біомаси, синтезом метаболітів, вичерпанням субстратів та ін.

Конструювання біотехнологічної апаратури базується на визначенні того, з якою системою маємо справу? Відповідь одна – це гетерогенна система у якій присутні, як правило 3-4 фази, що розділені між собою поверхнею фазового контакту (ПФК):

- **рідка фаза** – у якій дисперговані (розчинені) речовини учасники біотехнологічного процесу, в тому числі субстрати (що мають лімітуючі або не зовсім лімітуючі функції), наприклад органічні речовини;
- **квасітверда фаза** – клітини БА;
- **газова фаза**, що представлена повітрям та газовими метаболітами;

– **тверда фаза**, що знаходиться в процесі розчинення або представлена інертною структурою – носій для іммобілізації клітин.

В даній ситуації ферментер, як біологічний реактор виконує декілька функцій:

– створює оптимальні для БА гідродинамічні умови, які в свою чергу визначають інтенсивність процесів масо- та теплопереносу при умові збереження сталості основних фізико-хімічних характеристик поживного середовища (ПС);

– формує захищені умови, що орієнтовані на неприпущення потрапляння контамінантів (в першу чергу біологічні контамінанти).

Культивування БА у багатофазній системі забезпечується одночасною реалізацією масопереносу в двох – (ПС – клітини БА), трьох – (газ – ПС – клітини БА), і чотирьохфазних (газ – ПС – клітини БА – нерозчинний або слабо розчинний субстрат) системах), а також функціонує як теплообмінник.

В біотехнології найбільш поширеними є аеробні типи культивування, які в свою чергу як правило лімітуються швидкістю розчинення кисню, тому, для промислової реалізації процесу культивування необхідно знати потреби культури в кисні і швидкість його розчинення (швидкість масопередачі) [10; 14]. Швидкість переходу кисню з газової фази в рідку визначають через об'ємну швидкість абсорбції. Зміна концентрації кисню в рідкій фазі характеризується рівнянням 3.1:

$$dC/dt = K_L a (C_p - C), \quad (3.1)$$

де  $K_L a$  – об'ємний коефіцієнт масопередачі на фазовому переході газ-рідина;  $C_p$  – рівноважна концентрація кисню в середовищі;  $C$  – фактична миттєва концентрація кисню в середовищі.

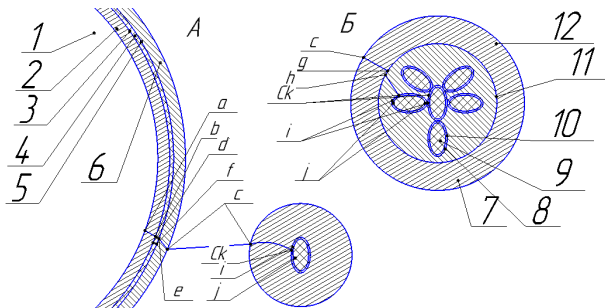
Ефективність аерації оцінюють, з одного боку, по швидкості надходження кисню з рідини і його масопередачі від газової фази, з іншого – швидкості споживання кисню мікроорганізмами і його видалення з відпрацьованої рідиною рівнянням 3.2:

$$\frac{dC}{dt} = K_v (C_p - C) - K_o X, \quad (3.2)$$

де  $K_v$  – об'ємний коефіцієнт масопередачі по кисню,  $C_p$  – рівноважна концентрація кисню в ПС;  $C$  – робоча концентрація кисню в ПС;  $K_o$  – питома швидкість поглинання кисню одиницею біомаси;

$X$  – маса біомаси в одиниці об'єму середовища. У даному рівнянні в правій частині: перший член характеризує рушійну силу процесу розчинення кисню, другий – швидкість його споживання, що інтерпретується через інтенсивність дихання БА, так як через відсутність методу визначення концентрації кисню на поверхні клітини неможливо експериментально визначити швидкість транспорту кисню центрів дихання в клітині [10; 14].

На рис. 3 представлена схема транспорту кисню від газової бульбашки 1 з прикордонною плівкою 2 через ПФК – 3, додаткову плівку 4, яка утворюється наприклад піногасником, поверхню розділу 5, прикордонну плівку рідини 6 в основній масі ПС. Профіль концентрації кисню зображує лінія  $a - b - d - e - f - c - C_K - g - h - i - j$ .



**Рис. 3. Схема транспорту кисню при культивуванні БА в трьохфазній системі газ-рідина-БА**

1 – газ; 2 – прикордонна плівка газу; 3 – ПФК газ-рідина; 4 – додаткова плівка піногасника ПАВ; 5 – ПФК ПАВ-рідина; 6 – прикордонна плівка рідини; 7 – турбулентна рідина; 8 – ПФК рідина-клітина; 9 – клітинна оболонка; 10 – мітохондрії; 11 – ПФК рідина-колонія клітин; 12 – навколоклітинне середовище (культуральна рідина).

$a - b - d - e - f - c - C_K - g - h - i - j$  – профіль концентрації розчиненого в ПС кисню по градієнту концентрацій. А – варіант з одиночною БА, Б – варіант з клітинним кластером. С – робоча концентрація кисню,  $C_K$  – концентрація кисню на поверхні клітини.

Зазвичай приймають, що культивування здійснюється в ферментерах що наближаються до реакторів ідеального змішування, тому приймають, що по лінії  $c - c$  концентрація кисню не змінюється.

Перехід і – j можливо описати лише сумарними величинами: поверхні; біомаси; приросту біомаси; середовища;  $gO_2/g$  продукту;  $gO_2/g$  асимільованого субстрату, так як концентрація  $C_K$  не може бути визначена експериментально.

Запропонована модель масопередачі кисню придатна тільки для формування уявлень про ці процеси. Явища на вільній поверхні розділу газ – рідина принципово відрізняються від таких явищ, які проходять на фіксованій поверхні розділу, де приймається, що значення швидкості падає до нуля і гаснуть турбулентні пульсації. В першому випадку розвиток міжфазної турбулентності призводить до взаємного проникнення вихрів в обидві фази, відсутності гасіння турбулентних пульсацій і до усунення помітного впливу чисто молекулярної дифузії, замість якої вводиться загальне поняття молекулярної і турбулентної дифузії.

На практиці для оцінки ефективності умов масообміну користуються значенням об'ємного коефіцієнта масопередачі  $K_V$ , віднесеного до одиниці об'єму реакційної рідини –  $K_L a$ .

### 4. Ферментери з введенням енергії газовою фазою

Ферментери з введенням енергії стисненим газом були в числі перших апаратів для промислової біотехнології виробництва мікробного білку і є найбільш живаними у практиці культивування аеробних БА завдяки простоті конструкції та експлуатаційній надійності, що обумовлюється відсутністю рухомих елементів в конструкції самого апарата. Істотним недоліком ферментерів з підведенням енергії стисненим повітрям є невисока продуктивність по цільовому продукту та невелика одинична потужність, що призводить до використання значних виробничих площ. Як правило ферментери з підведенням енергії стисненим повітрям розміщують за межами виробничих будівель, що обумовлює специфічні умови під час обслуговування [10; 14; 18].

#### 4.1. Ферментери змішування і колонні ферментери

Виходячи з особливостей традиційних конструкцій ферментерів з введенням енергії компримованим повітрям їх можна класифікувати на ферментери, що працюють як апарати змішування з відношенням висоти апарата до його діаметру –  $H/D \leq 3$  і колонні ферментери –  $H/D > 3$ .



Ферментери змішування в свою чергу підрозділяються на апарати з циркуляцією і без циркуляції.

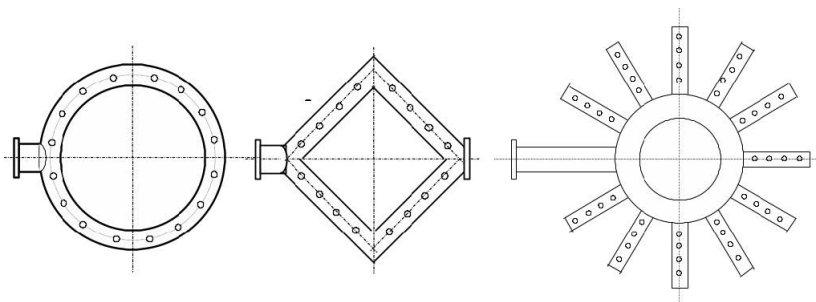
Колонні ферментери, також класифікуються на апарати з циркуляцією і без циркуляції

Колонні ферментери в свою чергу мають декілька модифікацій: барботажні, газліфтні (ерліфтні), тарілчасті, з плаваючою насадкою та трубчасті.

#### 4.1.1. Ферментери змішування з циркуляцією і без циркуляції

З точки зору гідродинамічної обстановки ферментери змішування – це апарати, в яких аерація КР відбувається шляхом подачі та диспергування газу первинним газорозподільним пристроєм – барботером (рис. 5). Призначення барботерів – створення розвиненої міжфазної поверхні шляхом диспергування газу через дрібні отвори. Існує два види барботерів: напірні та безнапірні. До напірних відносяться трубчасті конструкції та з пористих матеріалів, до безнапірних – жолобчасті, тарілки, ґрати та дифузори.

За своєю конструкцією барботери бувають різних видів (рис. 4):



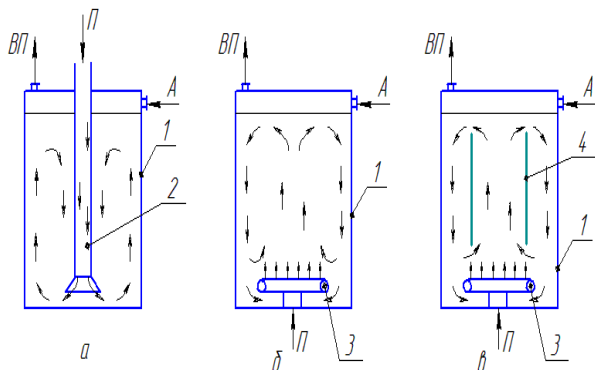
**Рис. 4. Основні типи конструкцій напірних барботерів:  
а – кільцевий; б – прямокутний; в – променевий**

Ферментери з напірними пористими барботерами використовують у процесах очистки стічних вод – аеротенки.

Істотним недоліком ферментерів змішування з підведенням енергії стисненим повітрям є невисока інтенсивність масообміну – об’ємний коефіцієнт масопередачі –  $K_L a = 1-2 \text{ кг/м}^3 \cdot \text{год}$ . Пояснюється це недо-

стантім рівнем питомої площі поверхні масовіддачі, явищем коалесценції та недостатньою вертикальною циркуляцією КР.

Як правило ці апарати використовують для неасептичних процесів напрацювання мікробної біомаси (кормові дріжджі). Це обумовлено тим, що для забезпечення потрібного для росту кількості розчиненого кисню потрібно подавати значні об'єми аераційного повітря,



**Рис. 5. Ескіз конструкції та схема руху газорідної дисперсії в різних конструкціях ферментерів змішування:**

**а** – ферментер з введенням повітря через вертикальний повітровід (без циркуляції); **б** – ферментер з введенням повітря за допомогою барботера (без циркуляції); **в** – ферментер з використанням циркуляційної труби (з циркуляцією); 1 – корпус; 2 – повітровід; 3 – барботер; 4 – циркуляційна труба; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря

Промислова реалізація ферментера змішування з пневматичною аерацією реалізована у дріжджоростильному апараті ВДА-100 [16; 17].

Серед барботаєжних ферментерів найбільш відомі апарати типу ВДА конструкції М.Ф. Осипова і М.І. Дерканосова [19]. Ще випускаються ферментери ВДА 2А-100 (розробка М.П. Гандзюка та інших) з новою системою аерації. Геометрична місткість серійних апаратів – 30 і 100 м<sup>3</sup>. Ферментер має циліндричну форму, має сорочку для терморегуляції культуральної рідини. Сорочка секційна і складається з 10 поясів. Аераційна система представлена трубою та коробами, що прокладені на дні ферментера. Для миття коробів змонтовано сопло.

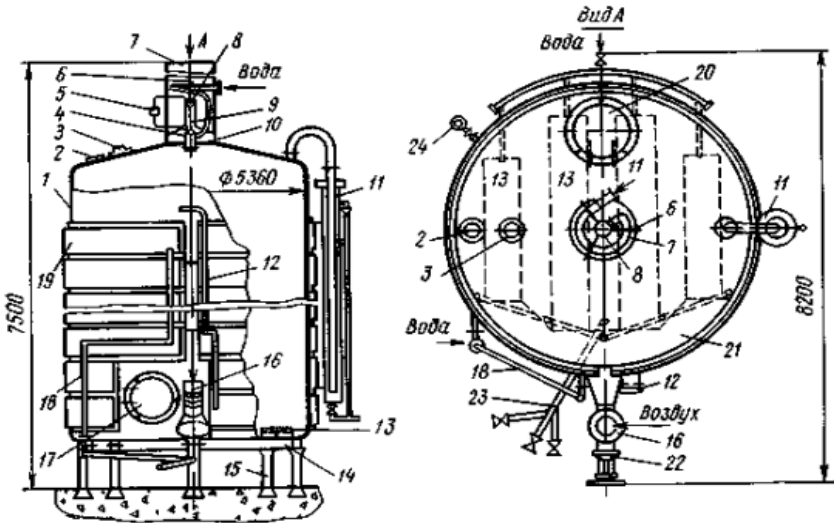


Рис. 6. Дріжджоростильний апарат ВДА-100

Пластинчатая аераційна система апаратів ВДА (рис. 2) складається з розподільного колектора та короба, який зверху закритий перфорованими пластинами з отворами діаметром 0,5 мм. В деяких апаратах змонтовані трубчасті системи аерації, що складаються з перфорованих трубок. На сьогоднішній день ці ферментери практично не використовуються, зважаючи на те, що в них неможливо забезпечити необхідний рівень асептики. Дріжджоростильний апарат ВДА-100 має резервуар 1 з охолодною сорочкою 19, що складається з десяти секцій (поясів), встановлений на балках 14 та стійках 15. Апарат забезпечений люками 17 і 20, оглядовим вікном 2, освітлювачем 3, гідрозатвором (вакуумпереривачем) 11, повітропідвідною трубою 16, повітродозподільними коробами 13, соплами для промивання коробів, колектором 18 для підведення води в секції охолоджуючої сорочки та колектором 12 для відведення води з охолоджувальної сорочки. На кришці апарату встановлена витяжна труба 7, яка перекривається заслінкою 10. Заслінка з'єднана муфтою 4 зі штоком 9, що несе поршень, що рухається в циліндрі 8. Поршень рухається за допомогою гідравлічного приводу,

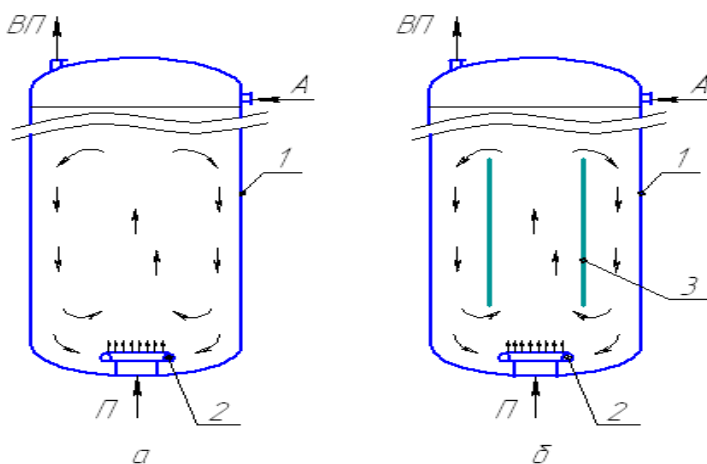
забезпеченого чотириходовим краном 5. По шлангу 6 надходить вода для промивання. Вентилем 22 регулюється подача повітря через розподільний колектор 21. Бражка спускається трубою 23. Спостереження за процесом здійснюється через мірне скло 24.

#### 4.1.2. Ферментери колонні з циркуляцією і без циркуляції

Наступним кроком у розробці конструкцій ферментерів з пневматичним перемішуванням було створення колонних ферментерів базовою відмінністю яких є співвідношення  $H/D > 3$  [20].

В загальному вигляді колонні ферментери в залежності від особливостей гідродинаміки умовно поділяються на 2 типи (рис. 7):

- колонні ферментери без циркуляції;
- колонні ферментери з циркуляцією.



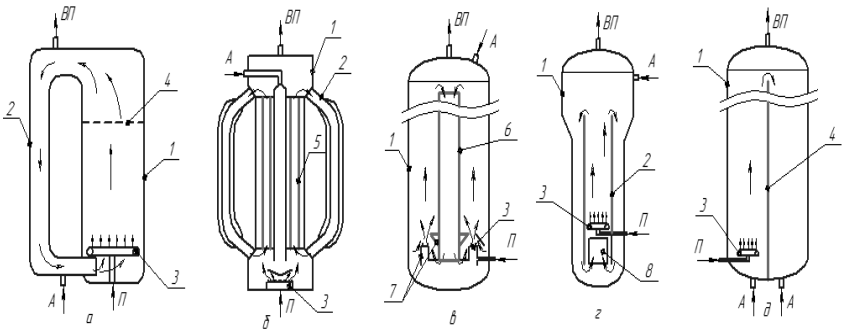
**Рис. 7. Ескіз конструкції та схема руху газорідної дисперсії в різних конструкціях колонних ферментерів:**

а – колонний барботажний ферментер без циркуляції; б – колонний циркуляційний (барботажно-ерліфтний) ферментер: 1 – корпус; 2 – барботер; 3 – циркуляційна труба; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря

Колонні ферментери без циркуляційного контуру використовуються достатньо рідко тому типові промислові конструкції представ-

лені колонними апаратами з циркуляційними контурами серед яких найбільш популярні барботажно-ерліфтні ферментери (рис. 8).

Ферментери барботажно-ерліфтного типу як правило застосовують для отримання мікробного білку одноклітинних БА. Апарат представляє собою вертикальну циліндричну місткість з параметрами –  $H/D > 3$ . Характерною конструктивною особливістю є те що всередині апарату знаходиться барботаажний пристрій та один або декілька дифузorzів (стаканів) або перегородок для забезпечення ерліфтного ефекту та примусового розділення потоків циркулюючої КР. Одночасно вони можуть виконувати роль теплообмінників. В тому випадку, коли їх декілька, дифузори рівномірно розміщують по перерізу апарата або монтують концентрично. Газорозподільний пристрій розташовують біля дна в зоні висхідних потоків.



**Рис. 8. Ескіз конструкції та схема руху газорідної дисперсії в типових конструкціях колонних ерліфтних ферментерів:**

- а** – ерліфтний колонний ферментер з проміжними тарілками з зовнішнім контуром циркуляції;
- б** – газліфтний колонний ферментер з зовнішніми циркуляційними трубами;
- в** – ерліфтний колонний ферментер з дифузorzом;
- г** – ерліфтний колонний ферментер різних діаметрів;
- д** – одноступінчастий колонний ферментер з вертикальною перегородкою:

1 – корпус; 2 – циркуляційна труба; 3 – газорозподільний пристрій; 4 – перегородка; 5 – вертикальна труба; 6 – дифузorz; 7 – кільцевий жолоб; 8 – теплообмінник; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря

Джерело: [20; 21; 22; 23]

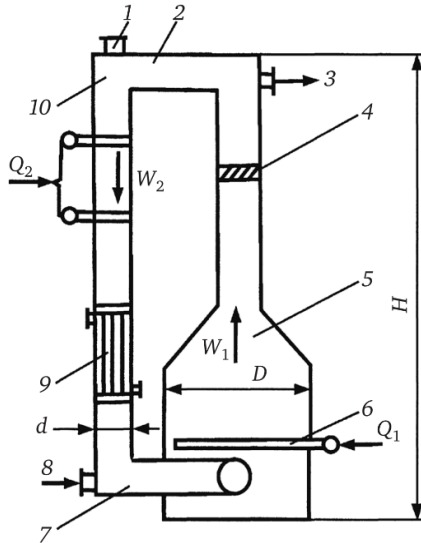
Колонні ферментери ерліфтного або газліфтного типу (рис. 8) призначені для підняття рідкої фази з деякої глибини колони на певну висоту за допомогою стисненого газу. Такі апарати можна класифікувати за принципом здійснення системи циркуляції, а саме – по внутрішньому та виносному контурам для природньої циркуляції. Остання може бути виконана з центральною циркуляційною трубою або дифуззором. Різні конструкції газліфтних ферментерів передбачають наявність вертикальних або горизонтальних перегородок, які сприяють поділу апарата на центральну секцію культивування та периферійні секції рециркуляції.

Ерліфтний колонний ферментер з проміжними тарілками та з зовнішнім контуром циркуляції (рис. 8, а) складається із двох колон різного діаметру, з'єднаних між собою, одна з яких являє собою барботажну трубу 1 з висхідним потоком, а друга – циркуляційну 2 з низхідним потоком. За допомогою газорозподільного пристрою 3 газ подається в нижню зону барботажної колони, в якій присутні диспергуючі секціонуючі перегородки 4. Завдяки високому гідростатичному тиску в нижній частині барботажної колони забезпечується висока концентрація розчиненого кисню.

Практична реалізація конструкції ерліфтного колонного ферментеру з проміжними тарілками та з зовнішнім контуром циркуляції виконана у промисловому ферментері по патенту фірми «ICI/Ай Сі-Ай» у виробництві кормового білку рис. 9.

Принцип роботи даного ферментера полягає у тому, що КР безперервно циркулює в реакційній частині, до здійснюється культивування та циркуляційній трубі що також призначена для регулювання температури, за рахунок різниці у густині аерованої та дегазованої КР. Газова фаза диспергується барботером. Насичена газом КР піднімається вгору де у зоні дегазації втрачає газову фазу, що відводиться через повітряний патрубок 1. КР що втратила газову фазу по циркуляційній трубі 10 повертається у зону культивування.

Повертаючись до аналізу типових конструкцій ерліфтних ферментерів Рис. 8 потрібно відмітити, що газліфтний колонний ферментер з зовнішніми циркуляційними трубами (рис. 8, б), виконаний у вигляді ємності 1 з системою циркуляції 2, газорозподільного пристрою 3, встановленого в нижній частині ємності та пристрою для введення



**Рис. 9. Ескіз ерліфтного ферментеру фірми «ІСІ/Ай Сі-Ай» з виносним циркуляційним контуром [12]:**

- 1 – патрубок відведення відпрацьованого газу/повітря; 2 – сепараційна зона (зона відділення газової фази); 3 – вихід КР; 4 – додатковий розподільник повітря; 5 – зона вирощування БА; 6 – барботер; 7 – патрубок подачі субстрату (ПС); 8 – підведення субстрату; 9 – теплообмінник; 10 – циркуляційна труба з такими характеристиками:  
 $3:1 < D:d < 8:1$ ;  $H > 20$  м (50-60 м);  $Q_1/Q_{\text{обм}} = 60-80$  %;  
 $Q_2/Q_{\text{обм}} = 20-40$  %;  $W_1 = 0,2-0,8$  м/с;  $W_2 = 2-5$  м/с

рідкої фази. Система циркуляції, яка складається із зовнішніх труб з теплообмінними елементами що підключені до верхньої та нижньої частин ємності забезпечують низхідний потік КР. Вертикальні труби 5, що встановлені впритул один до одного по перерізу ємності над газорозподільним пристроєм також забезпечують циркуляцію КР.

В таких ферментерах максимально розвинена активна зона аерації, забезпечується необхідна кратність циркуляції, рідка суміш подається в добре диспергованому вигляді до початку висхідного потоку, що створює більш сприятливі умови для росту мікроорганізмів порівняно з відомими апаратами. До недоліків відносяться висока металоємність

апарату, складність конструкції та експлуатації.

Газліфтний колонний ферментер з дифузorzом (рис. 8, в) є найбільш вдалою конструкцією і він виконаний у вигляді вертикальної циліндричної ємності 1, всередині якої встановлений дифузorz 6. Аератор 3 розташований в кільцевому просторі між стінкою ємності та дифузorzом. Аератор виконаний на двох кільцевих жолобах 7, розташованих один над одним з утворенням гідрозатвору і обернених днищем догори, причому днища мають отвори для проходження повітря і газорідної суміші.

Інший тип ерліфтних ферментерів (рис. 8, г) представлений вертикальним циліндричним корпусом 1, який розширяється у верхній частині. Таке конструкційне рішення ініціює вивільнення газової фази і дегазації КР, яка повертається в зону аерації. Для чого всередині апарата розташована вертикальна циркуляційна труба 2, яка розділяє апарат на центральну секцію культивування та дві бокові секції для рециркуляції. В основі ферментера розташований теплообмінник 8 і газорозподільний пристрій 3. Апарат відрізняється простотою конструкції для досягнення заданих умов по перемішуванню, масообміну, відведенню тепла та піногасіння.

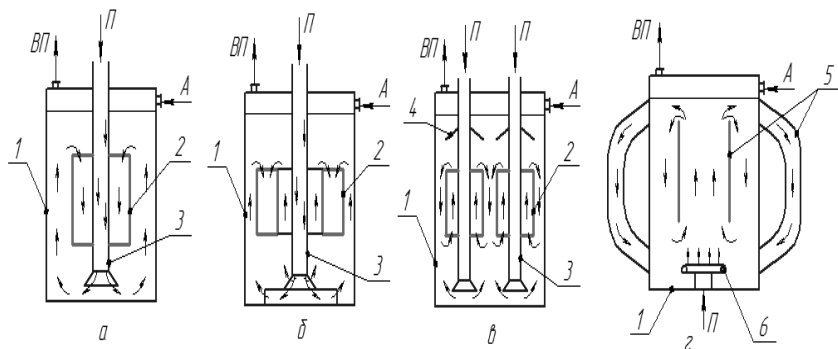
Одноступінчастий колонний ферментер з вертикальною перегородкою (рис. 8, д) представляє собою колону 1, з розташованою посередині вертикальною перегородкою 4. По одну сторону від неї встановлений газорозподільний пристрій 3. Ферментер відрізняється простотою конструкції та низькою металоємністю.

### ***Барботажно-ерліфтні ферментери типових промислових конструкцій***

Теоретичне обґрунтування конструкції реалізоване у достатній кількості типових промислових рішень у вигляді ферментерів барботажно-ерліфтного типу **із внутрішньою або з винесеною зоною циркуляції** (рис. 10).

Апарати із внутрішньою циркуляцією розрізняються за наявністю в них пристроїв, а саме одного або декількох дифузorzів, причому, якщо їх декілька, то вони рівномірно розосереджуються по перерізу апарату або встановлюються концентрично. Можливе використання вертикальних перегородок для примусового поділу висхідних і низхідних потоків циркулюючої газорідної дисперсії. Також це можуть бути контактні тарілки різноманітних конструкцій.





**Рис. 10. Ескіз конструкції та схема руху газорідної дисперсії в різних конструкціях промислових барботажно-ерліфтних ферментерів:**

- а** – ферментер системи Лефрансуа з центральним дифузором;
- б** – ерліфтно-периферійний ферментер; **в** – ерліфтний багатозональний ферментер;
- г** – ферментер системи Шоллер-Зайделя; **1** – корпус; **2** – дифузор; **3** – повітровід; **4** – направляюча «парасолька»; **5** – циркуляційна труба; **6** – барботер; **А** – вхід рідини; **П** – повітря; **ВП** – відпрацьоване повітря

Одним із найбільш популярних промислових ферментерів з барботажно-ерліфтною системою введення енергії та перемішування є ферментер системи Лефрансуа/Лефрансуа-Маріє (рис. 10, а), який у результаті певних удосконалень став прототипом для цілої низки сучасних промислових конструкцій [20].

Промисловий ферментер (рис. 11) це циліндрична ємність **1** з концентрично встановленим дифузором-теплообмінником **2**. Повітря в апарат подається через центральний повітровід **3**, який у нижній частині ферментера спирається на конічну підставку, що утворює із днищем кільцевий зазор для виходу повітря. Перевагами такого апарата вважається відсутність рухливих вузлів і деталей, а також простота експлуатації. Недолік – малоінтенсивний масообмін і відповідно невелика продуктивність коефіцієнт сорбції кисню поживним середовищем в цьому апараті порівняно низький і становить  $1,1 - 1,2 \text{ kgO}_2 / (\text{m}^3 \times \text{год})$ . Продуктивність не перевищує 6-7 т сухих дріжджів на добу. Ферментери конструкції системи Лефрансуа-Маріє: були встановлені французькою компанією «Соріс» на гідролізно-дріжджових заводах в 1960 роках. В останні роки на багатьох заводах

потужністю до 15 тис. т в рік кормових дріжджів впровадженій більш досконалий порівняно з описаним ферментер об'ємом 600 м<sup>3</sup>. Для виробництва мікробного білку – у гідролізно-дріжджовому виробництві використовують апарати, що розроблені та серійно виробляються місткістю 1250, 630, 320, 63 та 0,63 м<sup>3</sup>.

Креслення загального виду промислового ферментеру місткістю 600 м<sup>3</sup> наведена на рис. 12. Апарат представляє собою циліндричну місткість, всередині якого концентрично розташований дифузор-теплообмінник. Ферментер не має системи піногасіння. Піна руйнується під вагою стовпа рідини при її циркуляції. Повітря в ферментер поступає через повітропровід, розташований по центру апарата. В нижній частині апарата повітропровід спирається конічну основу, яка утворює з дном кільцевий зазор (кювету) для виходу повітря. Утворена газорідинна дисперсія піднімається по дифузору майже до верху апарата. Діаметр дифузора повинен відповідати потоку диспергованої культуральної рідини. Частина повітря відділяється від потоку диспергованої рідини і через відкритий люк виходить з апарата, частина повітря з дисперговою рідиною по кільцевому зазору між стінкою апарата і дифузором сходить в низ. Піна зріджується і рідина повертається в кювету, рідина знову диспергується і піднімається по дифузору. Циркуляція проходить з швидкістю 2-3 хв<sup>-1</sup>. Швидкість розчинення кисню в промислових апаратах не більше 2-3 кг/м<sup>3</sup>×год. Промислові апарати мають висоту 12-15 м, піна в них піднімається на висоту 10-12 м. Монолітний стовп рідини має 3,5-4,5 м.

На ескізному кресленні конструкцій та схем руху газорідинної дисперсії в різних конструкціях промислових барботажно-ерліфтних ферментерів представлений ерліфтно-периферійний ферментер (рис. 10, б). Істотною відмінністю від ферментера системи Лефрансуа є наявність двох дифузорів 2. Перевагами такої конструкції є невеликі енерговитрати на перемішування рідини, низькі експлуатаційні витрати, простота і механічна надійність, низька вартість виготовлення. Недоліком вважається малоінтенсивний масообмін, що впливає на продуктивність апарату.

Ерліфтний багатозональний ферментер (рис. 11, в). У цьому апараті встановлено три дифузори 2. На трубах і у верхній частині над дифузорами встановлені «парасолі» 4 для спрямування піни назад у потік.

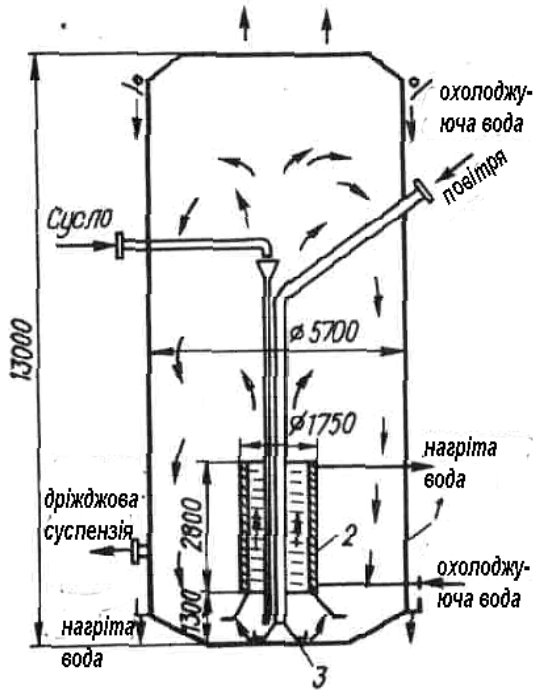


Рис. 11. Схема ферментеру для вирощування дріжджів системи Лефрансуа-Маріє: 1 – корпус; 2 – дифузор; 3 – кювета

Джерело: [16; 17]

В цій групі ферментерів найбільш популярні ерліфтно-периферійні та ерліфтно-багатозонні. Ерліфтні ферментери відрізняються від базової системи Лефрансуа конструкцією комунікацій для підведення поживних компонентів та установкою пінонаправляючих «парасолей».

Промисловий ерліфтний багатозональний ферментер (рис. 13) для вирощування дріжджів – місткістю 1300 м<sup>3</sup>. Апарати цієї серії, як і попередня конструкція представляють собою модифікований ферментер Лефрансуа. В апараті змонтовані три дифузори-теплообмінника. Повітря поступає через центральні труби, які спираються на кювети і утворюють з ними кільцеві зазори для виходу повітря в зони, які обій-

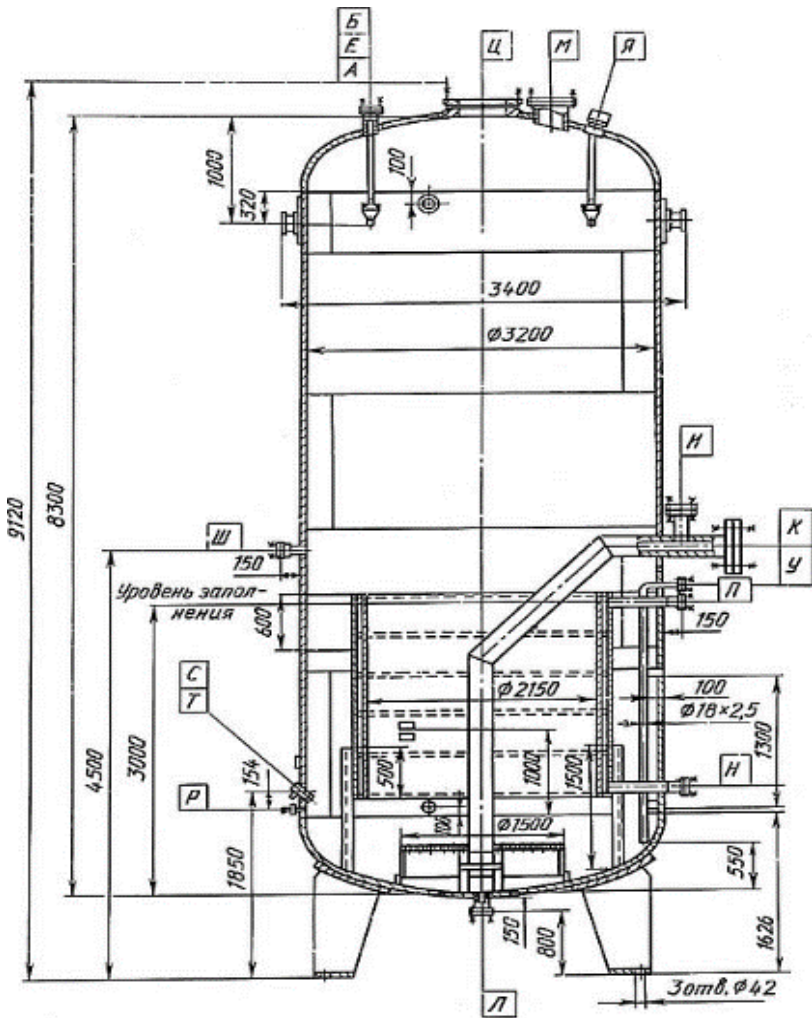


Рис. 12. Креслення загального виду ферментеру місткістю 600 м<sup>3</sup> системи Лефрансуа-Маріє

Джерело: [16; 17]

мають дифузори На повітряних трубах і в верхній частині над дифузорами встановлені парасолі для повернення піни в потік.

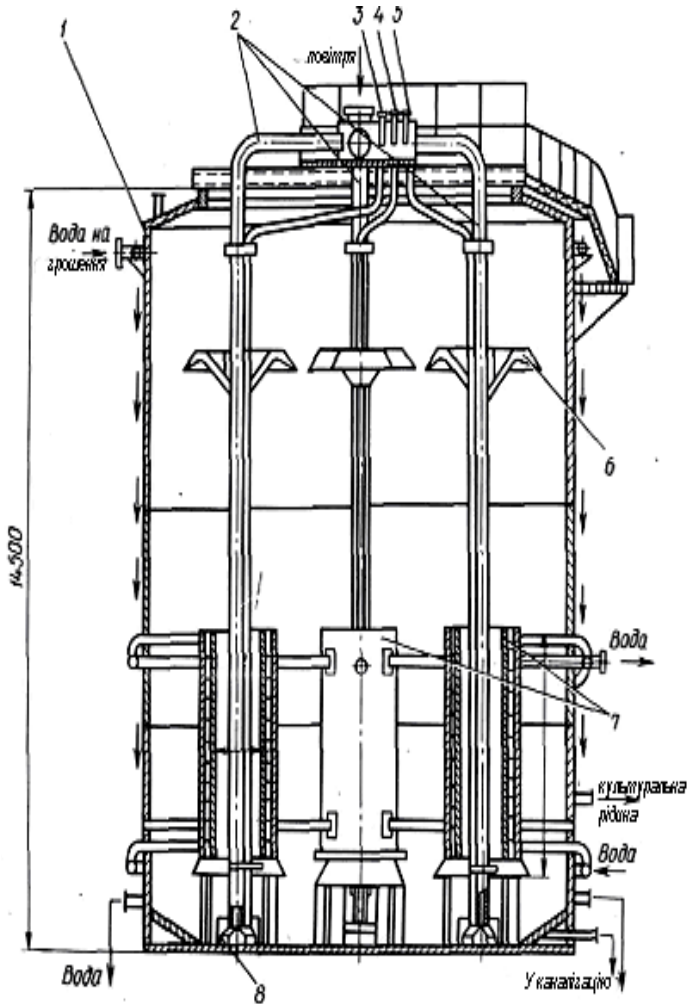
До недоліків відноситься низький рівень масопередачі кисню, ( $K_L a = 250-350 \text{ год}^{-1}$ ). Причиною недостатньо високого рівня масопередачі кисню є погана диспергація повітря.

Промисловий ерліфтний багатозональний ферментер системи УкрНДІСПа (рис. 14). Апарат розроблений О.У. Мамунєю з співавторами представляє собою вертикальну циліндричну місткість об'ємом  $600 \text{ м}^3$ , всередині якої змонтовані циркуляційні труби з сорочками. В ферментері збережений багатозональний принцип ерліфтного перемішування. Поживне середовище по колектору безперервно подається повітродіподільний пристрій диспергується потоком повітрям і піднімається по циркуляційній трубі.

До апаратів з виносеною циркуляцією (Ферментери з циркуляційними трубами) відноситься ферментер системи Шоллер-Зайделя (рис. 10, г). Циркуляція і аерація КР в апараті здійснюється в дванадцяти виносних циркуляційних трубах діаметром  $0,35 \text{ м}$ , встановлених навколо корпусу ферментера. Повітря подається в циркуляційну трубу через керамічну свічку за допомогою газорозподільного пристрою б. Для гасіння піни застосовується виносний механічний піногасник. Для охолодження використовують повітря або зовнішнє зрошення.

### *Колонні ферментери з контактними пристроями*

Окреме місце в ланцюгу ферментерів з внесенням енергії компримованим повітрям займають **колонні ферментери з контактними пристроями**. В конструкції цих апаратів реалізований принцип підвищення інтенсивності масопередачі кисню при використанні **контактних пристроїв**, що сприяють збільшенню кратності контакту між рідкою і газовою фазами, і що у свою чергу впливає на інтенсивність масообміну на фазовому переході «газ – рідина». Також інтенсифікувати масообмін можна шляхом збільшення рушійної сили масообміну, що досягається збільшенням висоти стовпа КР. Збільшення поверхні масопередачі досягається шляхом створення локальних зон з підвищеним тиском для перерозподілу газорідинної дисперсії у зони зі знизеним газовмістом; збільшенням часу перебування бульбашок газу в рідині; формуванням потоків газорідинної дисперсії з максимально можливою частотою відновлення поверхні фазового контакту; додат-



**Рис. 13. Ерліфтний багатозональний ферментер для вирощування дріжджів – місткістю 1300 м<sup>3</sup>:**

**1 – корпус; 2 – газовід; 3, 4, 5 – штуцери для подачі поживного та аміачного середовищ та засівних дріжджів; 6 – відбійник (парасоля); 7 – циркуляційні дифузори; 8 – кювета**

*Джерело: [16; 17]*

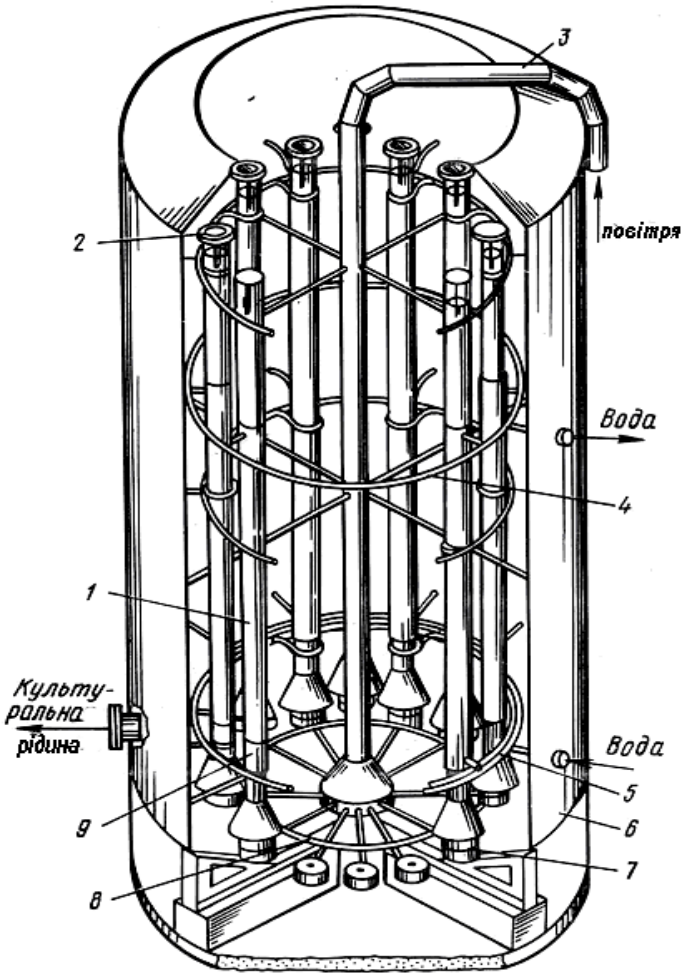


Рис. 14. Ферментер системи УкрНДІСПа

- 1 – циркуляційна труба; 2 – відбивачі; 3 – підвід повітря;  
4, 5 – колектори для води; 6 – корпус; 7 – розподільвач повітря;  
8 – колектор повітря; 9 – колектор поживного середовища

Джерело: [16, 17]

ковим диспергуванням газу в рідині для збільшення поверхні контакту фаз; поділом рідкої фази на шари (секціонуванням) для здійснення кінцевого числа ступенів контакту фаз при їхньому спрямованому русі.

Контактні пристрої в свою чергу можуть представлятися різноманіттям конструкцій, залежно від їх призначення. Це можуть бути тарілки, перегородки, циркуляційні труби, насадки, мішалки та інші пристрої. Найчастіше застосовуються затоплені контактні пристрої, які виконані з організованим переливом. Переливні канали призначені для здійснення безперервного стоку потоків з більшою густиною в ті зони, де ці потоки знову насичуються газом і, перерозподіляючись, починають рух вгору. Такі переміщення створюють локальні або зовнішні циркуляційні контури в апараті. Найбільш простий «затоплений» контактний пристрій – тарілка, перфорована круглими отворами, що перекриває весь переріз апарату.

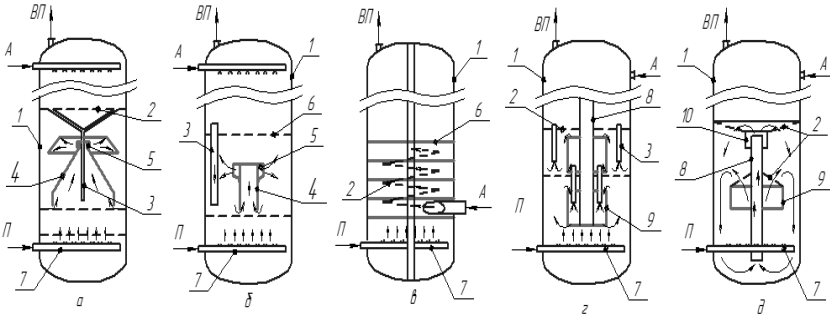
**Тарілчасті ферментери** – це апарати, секціоновані за висотою різними типами тарілок для організації спрямованого руху фаз і їх багатократної взаємодії. За принципом руху фаз через секції розрізняють тарілки з організованим переливом і провального типу. Тарілки з організованим переливом діляться на прямоточні та перехресні. Прямоточні – це ковпачкові, клапанні, ситчасті і ковпачково-ситчасті тарілки. В якості тарілок провального типу (безпереливні) використовуються дірчасті, решітчасті, трубчасті і щілинні (рис. 4).

Контакт рідини та газу відбувається при проходженні їх через ті ж отвори за схемою повного перемішування рідини. Переливні пристрої відсутні. В тарілках прямоточного типу рух газу та рідини відбувається в одному напрямку.

Розрізняють колонний апарат (рис. 15, а), який представляє собою вертикальну ємність 1, розділену по висоті на секції перфорованими перегородками 2, в яких закріплені переливні трубки 3. Відмінною конструктивною особливістю апарату є установка в кожній секції пристрою для циркуляції середовища 4 у вигляді циліндричної обичайки, у верхній частині якої закріплені вигнуті лопатки для завихрення 5. Навколо лопаток встановлено конусоподібний відбивач з утворенням кільцевого простору між останнім і стінкою ємності.

Ферментер (рис. 15, б) схожий на попередню конструкцію, але принциповою відмінністю є те, що кожна тарілка 6 по центру має





**Рис. 15. Ескіз конструкції та схема руху газорідинної дисперсії в різних конструкціях тарілчастих ферментерів:**

- а, б – ферментери з циркуляційними та піногасними пристроями;**  
**в – багатоступінчастий колонний ферментер; г – тарілчастий колонний ферментер з співвісною циркуляційною трубою; д – ферментер з нахиленими контактними пристроями: 1 – корпус; 2 – перегородка; 3 – переливна трубка; 4 – пристрій для циркуляції середовища; 5 – піногасник (вигнуті лопатки); 6 – тарілка; 7 – барботер; 8 – циркуляційна труба; 9 – дифузор; 10 – стічна труба для піногасіння; А – вхід рідини; П – повітря; ВП – відпрацьоване повітря**

*Джерело: [19; 20]*

отвір, а кожний циркуляційний пристрій 4 виконано у вигляді циліндричного стакану, розташованого на тарілці над отвором, і перфорованого в нижній частині для проходу рідини, а лопатки 5 закріплені на зовнішній поверхні верхньої частини стакану.

Багатоступінчастий колонний ферментер (рис. 15, в). Апарат працює в прямоточному режимі за принципом ідеального витіснення. Розташовані по висоті колони горизонтальні тарілки 6 із плетеної металеві сітки розділені перегородками 2 на сектори. Повітря подається через газорозподільний пристрій 7, а рідка фаза – через тангенційне введення надходить у нижню частину колони. Отвори тарілок виконані так, що при їх проходженні газорідинний потік набуває спірального або зигзагоподібного руху, спрямованого вгору, і подрібнюється на безліч бульбашок і крапель, створюючи значну турбулізацію.

Тарілчастий колонний ферментер з співвісною циркуляційною трубою (рис. 15, г), яка утворює зазор з корпусом колони, секціоно-

ваний суцільними перегородками 2. В перегородках, біля циркуляційної труби та по периферії, по черзі закріплені переливні трубки 3 з отворами для проходу повітря. Крім того, в утворених секціях співвісно циркуляційній трубі 8 встановлені дифузори 9, а верхні і нижні ділянки переливних трубок розміщені в них.

Ферментер з нахиленими контактними пристроями (рис. 15, д) виконаний у вигляді ряду ярусно розташованих, протилежно направлених перфорованих воронок, які в свою чергу складаються з дифузора 9 та перфорованих перегородок 2. Непарні воронки за напрямом руху повітря встановлені з утворенням між ними та стінкою апарату каналів для проходу більш густих потоків, а парні – прикріплені до стінки корпусу. Додаткова стічна труба 10 для подачі хімічного піногасника проходить через отвори парних воронок.

Корпус апарата представляє собою вертикальну циліндричну місткість з еліптичними приварними днищем і кришкою. В корпусі апарата розміщені розташоване в днищі контактний пристрій для диспергації повітря, теплообмінні пристрої у вигляді спіральних змійовиків.

Серед ерліфтних апаратів особливе місце займає газліфтний ферментер, який виготовляв Держинський завод хімічного машинобудування місткістю 100 м<sup>3</sup> (рис. 16). Ферментер призначений для проведення біосинтезу в асептичних умовах, наприклад, для виробництва кормового концентрату лізину.

Корпус апарата представляє собою вертикальну циліндричну місткість з еліптичними приварними днищем і кришкою. В корпусі апарата розміщені розташоване в днищі контактний пристрій для диспергації повітря, теплообмінні пристрої у вигляді спіральних змійовиків, контактні диспергуючі пристрої захисні обичайки у вигляді стаканів циркуляційного контуру, відбиваючі перегородки в нижній частині спіральних змійовиків.

Суттєвою відмінністю цього ферментеру від інших конструкцій є те, що в апараті змонтовані контактні пристрої у вигляді провальних тарілок. Контактні елементи забезпечують диспергацію взаємодіючих фаз, оновлення поверхні фазового контакту, створюють циркуляційні потоки газорідної дисперсії.

Технічна характеристика газліфтного ферментера з контактними елементами місткістю 100 м<sup>3</sup>.

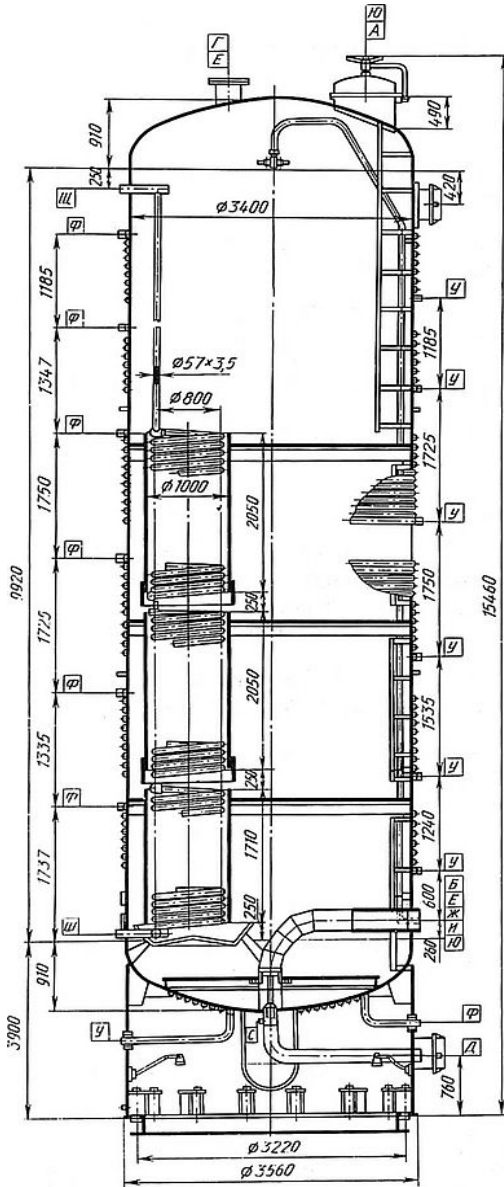


Рис. 16. Креслення загального виду ферментеру газліфтного типу з контактними елементами

## Chapter «Engineering sciences»

Об'єм, м <sup>3</sup>	100
Коефіцієнт заповнення, %	70
Витрати повітря, м <sup>3</sup> /год	2250-6650
Площа поверхні теплообміну, м <sup>2</sup> :	
сорочки	75
змійовиків	116
Потужність електродвигуна привода піногасника, кВт	13
Число обертів привода піногасника, с <sup>-1</sup>	12
Габаритні розміри, мм	3992 * 3560 * 15460
Маса, кг	43000

Відмінною особливістю **тарілчастих колонних ферментерів** є можливість організації оптимальних потоків газу і рідини як за напрямком, так і за об'ємом. В них можуть бути реалізовані різні типи потоків – прямотечія, протитечія, рециркуляція та підживлення середовищем або газом в будь-якій точці колони. До переваг таких апаратів відносяться низькі капіталовкладення, простота та механічна надійність конструкції. До недоліків – малоінтенсивний масообмін, невисока кратність циркуляції, невеликий коефіцієнт заповнення апарата, значна металоємність.

На підставі проведеного аналізу розроблена схема класифікації ферментерів з пневматичним перемішуванням (рис. 17).

Дана класифікація представляє собою узагальнену схему промислових ферментерів, які використовуються в реальних технологічних процесах біотехнології.

### Висновки

Проведений аналіз впливових факторів, що обумовлюють вибір типових ферментерів для великотонажного аеробного культивування. Основою для проведеного аналізу є визначення фенотипічних та тепло-масообмінних параметрів, що відбуваються підчас культивування.

На підставі інформації стосовно існуючих типових конструкцій ферментерів, розроблена їх класифікація в основу якої покладена специфіка введення енергії та сформовані пропозиції стосовно вибору промислових ферментерів для великотонажного виробництва в аеробних умовах.



нання характерний необмежений перелік біотехнологій для використання. Особливістю апаратів даного типу є можливість реалізації більшості відомих біотехнологій з різноманітними технологічними характеристиками. Ферментери з механічними перемішувачами пристроями дозволяють проводити культивування не тільки при культивуванні мікроорганізмів, вони можуть знайти своє місце в біотехнологіях з використанням клітин ссавців та рослин. В монографії розглянуті ферментери з введенням енергії рідкою фазою. Наведена класифікація за конструкційними ознаками дозволяє виявити біотехнології, що дозволяють використання апаратів даного типу. Це біотехнології напрацювання кормового мікробного білку в неасептичних умовах культивування. В наведеному огляді специфічних фізіолого-біохімічних ознак та специфіки культуральної рідини визначена можливість використання цих апаратів для технологій з важкорозчинними субстратами. Суттєвим обмеженням використання апаратів даного типу є наявність значних зрізових зусиль при аерації культуральної рідини, що не дозволяє культивувати біологічні агенти, що вражаються зрізовими зусиллями.

### Список літератури:

1. Капрельянц Л.В. Теоретичні основи біотехнології : навч. посіб. Харків : Видавництво «Факт», 2020. 291 с.
2. И. Хиггинс, Д. Бест и Дж. Джонс. Биотехнология: принципы и применение. Москва : Мир, 1988. 480 с.
3. Перт С.Дж. Основы культивирования микроорганизмов и клеток. Москва : Мир, 1978. 331 с.
4. Аиба Ш., Хэмфри, Н. Миллис Биохимическая технология и аппаратура. Москва : Пищевая промышленность, 1975. 288 с.
5. Bao J., Ye Q., Zhong J.-J. (Eds.) Bioreactor Engineering Research and Industrial Applications II: Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 2016. 161 p.
6. Wittmann C., Liao J.C.(Eds.) Industrial Biotechnology: Microorganisms (2-Volume Set). Wiley, 2017. 790 p.
7. Flickinger M.C.(Ed.) Upstream Industrial Biotechnology. Volumes 1 and 2. Wiley, 2013. 1838 p.
8. Виестур У.Э., Кристопсонс М.Ж., Былинкина Е.С. Культивирование микроорганизмов. Москва : Пищевая промышленность, 1980. 232 с.
9. Виестур У.Э., Шмите И.А., Жилевич А.В. Биотехнология: Биологические агенты, технология, аппаратура. Рига : Зинатне, 1987. 263 с.
10. Виестур У.Э., Кузнецов А.М., Савенков В.В. Системы ферментации. Рига : Зинатне, 1988. 368 с.

11. Варфоломеев С.Д., Калужный С.В. Биотехнология. Москва : Высшая школа, 1990. 296 с.
12. Кафаров В.В., Винаров А.Ю., Гордеев Л.С. Моделирование биохимических реакторов. Москва : Лесная промышленность, 1979. 344 с.
13. Schuger K. Neue Bioreaktoren für aerobe Prozesse. *Chem-Ing.-Techn.* 1980. Vol. 52. Issue 12. P. 951–965.
14. Барабаш В.М., Бегичев В.И., Белевицкая М.А., Смирнов Н.Н. Проблемы и тенденции развития теории и практики перемешивания жидких сред. *Теоретические основы хим. технологии.* 2007. Т. 41. № 2. С. 140–147.
15. Винаров А.Ю., Гордеев Л.С., Кухаренко А.А., Панфилов В.И. Ферментационные аппараты для процессов микробиологического синтеза. Москва : ДеЛи принт, 2005. 278 с.
16. Сорокалит Н.И., Гандзюк М.П. Интенсивность аэрации культуральных сред в дрожжерастильных аппаратах и расчет расхода воздуха: Москва : Дрожжевая пром-ть, 1979. Вып. 2. С. 15–16.
17. Андреев А.А., Брызгалов Л.Н. Производство кормовых дрожжей. Москва : Лесная про-мсть, 1973. 296 с.
18. Поводзинський В.М. Резенчук О.Є. Шибецький В.Ю. Класифікація та аналіз роботи ферментерів з пневматичним перемішуванням. *Наукові вісті НТУУ «КПІ»*. 2011. № 3. С. 79–84.
19. Кафаров В.В., Винаров А.Ю., Гордеев Л.С. и др. Ферментеры колонного типа для микробиологических процессов: Москва : ОНТИТЭИ-Микробиопром, 1976. 48 с.
20. Копиленко А.В., Ревтов О.О., Поводзинський В.М., Костик С.І. Моделювання гідродинаміки пневматичного перемішуючого пристрою для культивування аеробних мікроорганізмів. *Наукові праці НУХТ*. 2017. Том 23. № 3. С. 93–100.

### References:

1. Kaprelyants L.V. (2020) Theoretical foundations of biotechnology: teaching manual. Kharkiv: "Fact" Publishing House, 291 p.
2. I. Higgins, D. Best and J. Jones (1988) Biotechnology: principles and application. Moscow: Mir, 480 p.
3. Perth S.J. (1978) Basics of cultivation of microorganisms and cells. Moscow: Mir, 331 p.
4. Aiba Sh., Humphrey N. (1975) Millis Biochemical technology and apparatus. Moscow: Pishchevaya promyshlennost, 288 p.
5. Bao J., Ye Q., Zhong J.-J. (Eds.) (2016) Bioreactor Engineering Research and Industrial Applications II: Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 161 p.
6. Wittmann C., Liao J.C. (Eds.) (2017) Industrial Biotechnology: Microorganisms (2-Volume Set): Wiley, 790 p.
7. Flickinger M.C. (Ed.) (2013) Upstream Industrial Biotechnology, Volumes 1 and 2. Wiley, 1838 p.

8. Viestur U.E., Kristapsons M.Zh., Bylinkina E.S. (1980) Cultivation of microorganisms. Moscow: Pishcheyaya promyshlennost, 232 p.
9. Viestur U.E., Shmyte I.A., Zhylevych A.V. (1987) Biotechnology: Biological agents, technology, equipment. Riga: Zinatne, 263 p.
10. Viestur U.E., Kuznetsov A.M., Savenkov V.V. (1988) Fermentation systems. Riga: Zinatne, 368 p.
11. Varfolomeev S.D., Kalyuzhny S.V. (1990) Biotechnology. Moscow: Higher School, 296 p.
12. Kafarov V.V., Vynarov A.Yu., Gordeev L.S. (1979) Modeling of biochemical reactors. Moscow: Lesnaya promyshlennost, 344 p.
13. Schuger K. (1980) Neue Bioreaktoren for aerobe Prozesse. *Chem-Ing.-Techn.*, vol. 52, issue 12, pp. 951–965.
14. Barabash V.M., Begichev V.I., Belevitskaya M.A., Smirnov N.N. (2007) Problems and trends in the development of the theory and practice of mixing liquid media. *Theoretical Foundations of Khim. technologies*, vol. 41, no. 2, pp. 140–147.
15. Vinarov A.Yu., Gordeev J.I.C., Kukhareno A.A., Panfilov V.I. (2005) Fermentation apparatus for microbiological synthesis processes. Moscow: DeLi print, 278 p.
16. Sorokalit N.I., Gandzyuk M.P. (1979) The intensity of aeration of culture media in yeast-growing apparatus and the calculation of air consumption. Moscow: Yeast industry, issue 2, pp. 15–16.
17. Andreev A.A., Bryzgalov L.N. (1973) Feed yeast production. Moscow: Lesnaya pro-revenge, 296 p.
18. Povodzinsky V.M., Rezenchuk O.E., Shibetsky V.Yu. (2011) Classification and analysis of robotic fermenters with pneumatic mixing. *Naukovi visti NTUU "KPI"*, no. 3, pp. 79–84.
19. Kafarov V.V., Vinarov A.Yu., Gordeev L.S. et al. (1976) Column-type fermenters for microbiological processes. Moscow: ONTITEIMikrobioprom, 48 p.
20. Kopilenko A.V., Revtov O.O., Povodzinsky V.M., Kostik S.I. (2017) Modeling of the hydrodynamics of a pneumatic alternating device for the cultivation of aerobic microorganisms. *Science practices of NUHT*, vol. 23, no. 3, pp. 93–100.