ГЛАВА 3

РОЗРАХУНКИ ТЕПЛОВИХ ЕФЕКТІВ ФЕРМЕНТАЦІЇ ТА ТЕПЛООБМІННОЇ АПАРАТУРИ

3.1. Тепловий ефект ферментації та тепловий розрахунок ферментера

Життєдіяльність будь-якого гетеротрофного мікроорганізму супроводжується продукуванням теплової енергії, з якої згідно з термодинамікою відкритих систем лише незначна частка використовується в конструктивному метаболізмі. Решта тепла виділяється у довкілля середовище. За лабораторних умов у використанні невеликих об'ємів культуральних рідин тепловий ефект є непомітним, оскільки відношення поверхні колб і об'ємів є досить великим і тепло втрачається під час контакту поверхні колби з повітрям. Більш того, для підтримки сталої температури ферментацію проводять навіть з підведенням тепла до реакційної маси, розташовуючи колби у термостатах. За виробничих умов у використанні апаратів великих об'ємів нехтувати екзотермічністю процесів вже не можна. Саморозігрів культуральної рідини на декілька градусів вище від оптимуму пригноблює процеси метаболізму і репродуктивну активність мікроорганізмів, а перевищення максимуму температури – до їх загибелі.

У культивуванні продуцентів ферментів потужність теплової енергії коливається в межах 4000–30000 кДж/(м^3· год), а для продуцентів антибіотиків ця величина може досягати 55000 кДж/(м^3· год).

Крім тепла, що виділяється під час біосинтезу, треба враховувати і енергетичну потужність, що передається рідині з перемішувальними пристроями. Цю енергію можна було б не враховувати, якщо йшлося б тільки про анаеробні процеси, наприклад, у виробництві біогазу, деякі технології якого передбачають увімкнення перемішувального пристрою лише для

руйнування кірки, що утворюється на поверхні реакційної маси. Зовсім інакше справа виглядає у випадку аеробних процесів, в яких перемішування пов'язане з масопередачею кисню, особливо в тих випадках, коли процеси йдуть у висококонцентрованих середовищах.

Нехтуючи теплом, що вноситься з аеруючим повітрям, витрачається на випаровування частини культуральної рідини, передається у довкілля природним шляхом тепловий баланс ферментера можна записати як

$$Q_б + Q_п = Q_{ox}, \qquad (3.1)$$

де $Q_б$ – екзотермічне тепло синтезу біомаси; $Q_п$ – тепло від перемішувального пристрою; Q_{ox} – тепло, що передається охолоджувальній воді.

3.1.1. Розрахунок теплової потужності, що виникає під час синтезу біомаси

Найкращі результати визначення екзотермічної теплової потужності біосинтезу дають експериментальні дослідження, які проводять двома методами:

1) метод непрямої калориметрії, який полягає у визначенні різниці теплот згоряння вихідної суміші субстратів і кінцевої культуральної рідини за допомогою калориметричної бомби;

2) метод теплового балансу, який проводять на експериментальному ферментері. За даними про витрату охолоджувальної води, її початкову та кінцеву температури, потужність мішалки визначають члени рівняння (3.1).

Для розрахунків теплового ефекту хімічних реакцій використовують, як правило, закон Гесса, згідно з яким різниця теплот утворення продуктів, що взяті в реакцію, і теплот утворення продуктів реакції дорівнює тепловому ефекту реакції. Для розрахунку теплового ефекту процесів біосинтезу цим законом користуватись не має можливості, оскільки невідомі теплоти утворення субстратів, які у своїй більшості є сумішшю десятків речовин, до того ж не завжди відомого складу. Те саме

стосується і кінцевих продуктів реакції. Так само неможливо розрахувати тепловий ефект за різницею енергії зв'язків у молекулах вихідних і кінцевих продуктів, оскільки невідомі дані про структурну будову багатьох субстратів і, особливо, продуктів біосинтезу.

Але для приблизних, орієнтовних розрахунків можна скористатись емпіричною формулою Менделєєва. Згідно з цією формулою у разі спалювання 1 кг речовини виділяється Q кДж тепла:

$$Q = 339{,}3C + 1256H - 109(O - S)\ \text{кДж/кг}, \qquad (3.2)$$

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

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

"Зайві" атоми в брутто-формулі не враховують.

Використання цієї формули дає наближений результат, оскільки вона не враховує багатьох чинників, наприклад, будову молекули. Наприклад, відомий процес гліколізу відбувається з виділенням тепла:

$$C_6H_{12}O_6\ (\text{глюкоза}) \rightarrow$$
$$\rightarrow 2\ CH_3CH(OH)COOH\ (\text{молочна кислота}) + 75{,}36\ \text{кДж}.$$

Якщо б, припустимо, процес відбувався в розчині з концентрацією глюкози 0,35 моль/літр за температури 48°С (що відповідає реальним умовам одержання молочної кислоти) без втрати тепла у довкілля, то температура розчину піднялась би до 54,3 °С. Але розрахунок за формулою Менделєєва показує, що тепловий ефект цього процесу дорівнює нулю, що не відповідає дійсності.

Метод полягає:

а) у визначенні теплот згоряння 1 кг речовин за формулою Менделєєва усіх речовин, що входять в ідеальний матеріальний баланс, одержаний розв'язанням інтегрального стехіометричного рівняння, і що здатні згоряти;

б) у визначенні сумарних теплот згоряння вихідних і кінцевих продуктів реакції згідно з їх кількістю в ідеальному балансі і знаходженню різниці теплот;

в) у віднесенні одержаної різниці теплот до маси синтезованої АСБ.

Приклад 1. Подано ідеальний баланс процесу ферментації продуцента для одержання препарату БКВ:

Взято, кг	Одержано, кг
Крохмаль.....162,00	Абсолютно суха біомаса..94,00
Амінокислоти та білки кукурудзяного екстракту.....11,09	Біоміцин.....6,60
	Вітамін B_{12}.....0,02
Лактоза екстракту.....3,76	Натрій кислий вуглекислий.....1,16
Молочна кислота екстракту.....5,04	
Амонійна селітра.....27,52	Ендогенна вода.....50,62
Натрію хлорид.....0,81	Вуглекислий газ.....114,49
Кобальту хлорид.....0,002	
Аераційний кисень.....56,67	
Разом.....266,892	Разом.....266,890

Визначити кількість тепла, що виділяється під час синтезу 1 кг АСБ.

Розв'язання

1. Виписуємо речовини, здатні згоряти:

Взято, кг	Одержано, кг
Крохмаль.....162,00	АСБ.....94,00
Амінокислоти та білки екстракту.....11,09	Біоміцин.....6,60
	Вітамін B_{12}.....0,02
Лактоза екстракту.....3,76	
Молочна кислота.....5,04	
Разом.....181,82	Разом.....100,62

2. Визначення тепла, що виділяється при згорянні 1 кг речовини:

Тепло, що виділяється при згорянні 1 кг крохмалю, який має брутто-формулу $C_6H_{10}O_5$:

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

Аналогічно розраховують теплотворну здатність інших речовин:

– амінокислоти та білки екстракту, що мають брутто-формулу $C_{4,25}H_{7,5}N_{1,18}O_{1,5}$, – 24346 кДж/кг,

– лактоза екстракту ($C_{12}H_{22}O_{11}$) – 16757 кДж/кг,

– молочна кислота екстракту ($C_3H_6O_3$) – 16132 кДж/кг,

– АСБ ($C_{3,89}H_{6,9}N_{0,8}O_{1,88}$) – 22377 кДж/кг

– біоміцин ($C_{22}H_{23}ClN_2O_8$) – 23592 кДж/кг

– вітамін B_{12} ($C_{61}H_{92}N_{13}O_{12}Co$) – 27178 кДж/кг.

3. Визначення тепла, що утворюється під час згоряння вихідних і кінцевих продуктів, та різниці теплот:

Сумарне тепло, що утворюється під час згоряння вихідних речовин, кДж		Сумарне тепло, що виділяється під час згоряння кінцевих продуктів, кДж	
Крохмаль	162·17450 = 2826900	АСБ	94·22377 = 2103438
Амінокислоти та білки	11,09·24346 = 269997	Біоміцин	6,6·23592 = 155707
Лактоза	3,76·16757 = 63006	Вітамін B_{12}	0,02·27178 = 544
Молочна кислота	5,04·16132 = 81305		
Разом	3191208	Разом	2259689

Різниця теплот 3191208 – 2259689 = 931519 кДж

4. Знаходимо кількість тепла, що виділяється під час біосинтезу 1 кг АСБ:

$E_т = 931519:94 = 9910$ кДж/кг АСБ.

Залежність питомих тепловиділень від часу проведення періодичної ферментації описується рівнянням [1]:

$$q_б = aX + b(dX/d\tau) \text{ кДж/(м}^3\cdot\text{год)}, \qquad (3.3)$$

де a – теплова потужність, що виділяється у довкілля синтезованою біомасою, кДж/(одиниця біомаси год);

X – концентрація мікроорганізмів у певний момент часу ферментації, кг АСБ/м^3;

b – приведена кількість тепла, що виділяється у довкілля; за суттю $b = E_т$;

τ – час проведення ферментації, год.

У разі використання моделі РЛК рівняння (3.3) набирає вигляду:

$$q_б = a\frac{X_п \cdot X_к}{X_п + (X_к - X_п)e^{-\mu\tau}} + b\left(\mu\frac{X_п X_к}{X_п + (X_к - X_п)e^{-\mu\tau}} - \frac{\mu X_к X_п^2}{[X_п + (X_к - X_п)e^{-\mu\tau}]^2}\right). \qquad (3.4)$$

Введемо нові коефіцієнти: $a = a_1 \cdot E_т$, $b = E_т$. Розрахунки коефіцієнтів a_1 на основі експериментальних даних реальних процесів показали сталість цих коефіцієнтів, які не залежать від теплового ефекту конкретного процесу. При цьому $a_1 = 1{,}81\cdot10^{-2}$ год$^{-1}$. Отже, рівняння (3.4) можна переписати як

$$q_б = \{1{,}81\cdot10^{-2}\frac{X_п X_к}{X_п + (X_к - X_п)e^{-\mu\tau}} + \mu\frac{X_п X_к}{X_п + (X_к - X_п)e^{-\mu\tau}} - \frac{\mu X_к X_п^2}{[X_п + (X_к - X_п)e]^2}\}E_т. \qquad (3.5)$$

Для розрахунку поверхні теплообміну важливим є визначення теплової потужності не в будь-який час ферментації, а в момент максимальних тепловиділень, в *піковий момент біосинтезу*. Згідно з моделлю РЛК цей момент відповідає екстремальній концентрації біомаси $X = X_к/2$. Використовуючи цей вираз, рівняння (3.5) набере вигляд

$$q_б = \left(\frac{1{,}81\cdot10^{-2}X_К}{2} + \frac{\mu X_К}{4}\right)E_т. \qquad (3.6)$$

$X_к$ можна легко знайти після повного розрахунку матеріального балансу. Але це можна зробити з деякими припущеннями і без великих розрахунків, враховуючи ідеальний баланс.

Так, наприклад, в прикладі 1 (глава 1) наведено рецептуру ЖС і розрахований ідеальний матеріальний баланс процесу ферментації. Оскільки крохмалю взято 162 кг, а вміст технічного крохмалю в ЖС 2 %, то всього ЖС буде 162/(0,8·0,02) = 10125 кг. Якщо від цієї кількості ЖС відняти усі речовини лівої частини балансу за винятком кисню, то одержуємо воду та інші непоживні речовини, які перейдуть у праву частину балансу. Додаючи до цієї кількості речовини правої частини балансу за винятком CO_2 одержуємо кількість КР (10067 кг). Оскільки КР містить мало розчинених і суспендованих речовин, то з

невеликою похибкою можна прийняти, що густина КР 1000 кг/м^3. Таким чином об'єм КР становить 10,067 м^3. Теоретично концентрація біомаси наприкінці процесу може досягнути $X_к$ = = 94/10,067 = 9,34 кг/м^3.

Підставляючи значення $X_к$, $E_т$, розраховане в прикладі 1 цієї глави (9910 кДж/кг), у формулу (3.6), приймаючи при цьому середнє значення μ (0,15 год$^{-1}$), орієнтовний тепловий ефект процесу ферментації продуцента біоміцину в піковий момент біосинтезу становить 4309 кДж/(м^3·год) = 1,2 кВт/м^3.

У безперервних процесах поточна концентрація біомаси X та миттєва продуктивність процесу є сталими величинами, отже, теплова енергетична потужність , що виділяється у довкілля, є також сталою величиною протягом усього процесу.

Нехай в апарат безперервної дії надходить потік ЖС з концентрацією біомаси X_0, а виходить потік з концентрацією біомаси X_1. За годину в біореакторі загалом синтезується

$$V_п (X_1 - X_0) \text{ кг/год.}$$

Теплова потужність, що виділяється у довкілля під час конструктивного метаболізму, становить

$$Q_1 = V_п(X_1 - X_0) E_т \text{ кДж/год.}$$

Теплова потужність, що виділяється під час життєдіяльності утвореної біомаси в усьому робочому об'ємі ферментера становить

$$Q_2 = 1{,}81 \cdot 10^{-2} \cdot X_1 \cdot V_р \cdot E_т \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{ год).}$$

Якщо поділити суму потужностей на робочий об'єм, то одержуємо вираз для розрахунку приведеної теплової потужності у разі безперервного культивування біомаси:

$$q_б = [1{,}81 \cdot 10^{-2} X_1 + D(X_1 - X_0)]E_т \text{ кДж/год.} \qquad (3.7)$$

Приклад 2. Потік незасіяного субстрату становить 1 м^3/год, концентрація біомаси на виході з ферментера X_1 = = 45 кг/м^3, тепловий ефект біосинтезу 1 кг АСБ становить 15000 кДж/кг. Знайти питомі тепловиділення, якщо робочий об'єм становить 20 м^3.

$$q_б = [1{,}81 \cdot 10^{-2} \cdot 45 + (1/20)(45 - 0)] \cdot 15000 =$$
$$= 45967 \text{ кДж/(м}^3 \cdot \text{ год)} = 12{,}8 \text{ кВт/м}^3.$$

Контрольні задачі

Задача 3.1. Знайти питомі тепловиділення (кВт/м^3) у другому ступені установки безперервної дії, яка складається з двох однакових ферментерів, якщо $V_п$ = 2 м^3/год, μ = 0,3 год$^{-1}$, $X_к$ = 50 кг/м^3, $E_т$ = 30 000 кДж/кг АСБ. Перший ступінь працює в екстремальному режимі. Процес відповідає моделі РЛК. (Відповідь: **25,4 кВт/м^3**).

Задача 3.2. Процес відповідає рівнянню РЛК. Питома швидкість росту – 0,2 год$^{-1}$. $X_п$ = 0,01 кг/м^3. На 30-й годині концентрація біомаси становила 3 кг/м^3. Знайти питому кількість тепла, що виділяється у піковий момент біосинтезу, якщо відомо, що під час синтезу 1 кг біомаси виділяється 25 тис. кДж тепла. (Відповідь: **4,06 кВт/м^3**).

Задача 3.3. Дано стехіометричне рівняння: 6,67 (CH_2O) + + 2,1(O_2) → (біомаса з молекулярною масою 85)+2,7(CO_2) + 3,42 (H_2O). Скільки потрібно кисню в піковий момент біосинтезу, якщо питома швидкість росту біомаси в межах моделі РЛК становить 0,2 г$^{-1}$, $X_к$ = 16 кг/м^3. (Відповідь: **0,63 кг O_2/(м^3·год)**.

3.1.2. Розрахунок теплової потужності, що передається культуральній рідині від перемішувального пристрою

Теплова потужність, що виникає при передачі енергії рідині від перемішувального пристрою, пов'язана з масопередачею кисню аеробним культурам.

Споживання кисню більшістю аеробних мікроорганізмів при концентраціях субстратів, які практично застосовуються в практиці промислового мікробіологічного синтезу, знаходиться в межах 0,6–1 кг кисню/(м^3· год), але іноді, наприклад, у виробництві дріжджів, ця величина може досягати 10–12 кг кисню/(м^3 · год). Оскільки розчинність кисню в культуральній рідині не перевищує 6–8 г/м^3, то для проведення нормального процесу аеробної

ферментації потрібен постійний підвід аераційного повітря або технічного кисню.

Від способу підведення кисню, особливостей конструкції аераторів і перемішувальних пристроїв залежить інтенсивність процесу. Так, використання звичайних барботерів у комплекті з турбінною мішалкою, може забезпечити подачу кисню максимум до 2–3 кг кисню/($м^3$ · год) при коефіцієнті аерації 30–60 $м^3$ повітря на 1 $м^3$ культуральної рідини за годину. При цьому використання кисню з повітря не перевищує 6 %. У той самий час інжекційна подача кисню може забезпечити передачу кисню на рівні 10–20 кг кисню/($м^3$ ·год). При цьому передача кисню і потужність перемішувального пристрою не пов'язані жорсткою залежністю; коефіцієнт використання кисню досягає 25 %.

Оскільки використання звичайних барботерів і турбінних мішалок є найбільш розповсюдженим методом аерації, методика розрахунку теплової потужності, що передається культуральній рідині від перемішувального пристрою, стосується саме такого способу аерації і перемішування.

3.1.3. Основне рівняння масопередачі за киснем

Для слаборозчинних газів, зокрема для кисню, основний опір масопередачі за киснем припадає з боку рідкої фази. Рівняння масопередачі має вигляд

$$m = K_ж(C_р - C),$$

де m – кількість кисню, що передається через одиницю поверхні в одиницю часу, кг/($м^2$· год);

$K_ж$ – частковий коефіцієнт масопередачі кисню з боку рідини (коефіцієнт масовіддачі), м/год;

$C_Р$ – рівновагова концентрація кисню в рідині, що знаходиться у рівновазі з газовою фазою, в якій парціальний тиск дорівнює р, кг/$м^3$;

С – дійсна концентрація розчиненого кисню в рідкій фазі, кг/$м^3$.

Для розрахунку загальної кількості кисню М, що абсорбується, необхідно знати площу міжфазової поверхні F, $м^2$:

$$M = mF = FK_ж(C_Р - C).$$

Площу міжфазової поверхні виражають через добуток питомої площі міжфазової поверхні а (площі міжфазової поверхні в одиниці об'єму) на об'єм рідини, що аерується:

$$M = K_ж \cdot \ a\,(C_Р - C)\,V_Р$$

Добуток $K_ж$·а називають об'ємним коефіцієнтом масопередачі за киснем $K_{об}$.

$$m = K_{об}(C_Р - C) \text{ кг } O_2/(м^3 \cdot \text{ год}); \qquad (3.8)$$

$$M = K_{об}(C_Р - C)V_Р \text{ кг } O_2/\text{год}. \qquad (3.9)$$

Об'ємний коефіцієнт масопередачі по кисню в основному визначають експериментальним шляхом, використовуючи такі методи:

1) динамічний метод. Метод заснований на визначенні концентрації розчиненого кисню в період короткочасного припинення аерації культури, що росте;

2) інтегральний метод. Метод заснований на зміні швидкості перемішування і визначенні концентрації кисню. За цими даними визначають необхідні константи і розраховують $K_{об}$;

3) балансовий метод. Метод заснований на визначенні концентрації кисню у вхідному і вихідному потоках аеруючого повітря; за цими даними розраховують необхідні константи, а потім $K_{об}$;

4) непрямий сульфітний метод. Метод заснований на поглинанні кисню розчином сульфіту натрію. В експериментальному ферментері цей розчин імітує бактеріальну культуру. Оскільки реакція сульфіту натрію в розчині є практично миттєвою (що близько до умов з використанням дійсної культури), то загальна швидкість цього процесу визначається тільки швидкістю абсорбції кисню з повітря розчином;

5) непрямий метод дегазування. Згідно з цим методом концентрацію кисню в рідині без мікроорганізмів знижують до нуля, перепускаючи крізь середовище азот, а потім здійснюють аерацію і фіксують збільшення кисню у середовищі до сталої величини.

Детальніше про ці методи визначення $K_{об}$ та методи визначення концентрації кисню викладено в [1].

3.1.4. Розрахунковий метод визначення $K_{об}$ і потужності перемішувального пристрою, яка передається культуральній рідині

Порядок розрахунку складається з таких етапів:

1) визначення потреби у кисні в піковий момент біосинтезу. При цьому використовують ідеальний матеріальний баланс, складений на основі стехіометричного рівняння процесу біосинтезу і кінетичної моделі процесу;

2) розрахункове визначення об'ємного коефіцієнта масопередачі за киснем $K_{об}$;

3) визначення енергетичної потужності, яку необхідно передати для забезпечення розрахованого $K_{об}$.

Пояснення методу і розрахункові формули наведено під час розв'язування конкретної задачі. Умови задачі:

Розрахувати питому енергетичну потужність, яку потрібно передати КР від перемішувального пристрою з метою забезпечення потрібного коефіцієнта масопередачі за киснем для ферментації продуцента за прикладом 1 цієї глави.

З ідеального балансу процесу відомо, що для синтезу 94 кг АСБ продуцента потрібно 56,67 кг кисню. Отже, для синтезу 1 кг АСБ потрібно 56,67 / 94 = 0,6 кг O_2/кг АСБ.

Згідно з моделлю РЛК продуктивність процесу по АСБ у піковий момент біосинтезу становить

$$g = \frac{\mu X_K}{4} = \frac{0{,}15 \cdot 9{,}34}{4} = 0{,}35 \text{ кг АСБ/(м}^3\cdot \text{ год)}.$$

Оскільки для синтезу 1 кг АСБ потрібно 0,6 кг кисню, то в піковий момент біосинтезу потреба в кисні буде становити $0{,}35 \cdot 0{,}6 = 0{,}21$ кг $O_2/(м^3\cdot$ год).

Кисень витрачається не тільки на синтез нової біомаси, але й на підтримку життєдіяльності вже синтезованої біомаси. Практично потребу в кисні потрібно збільшити на 10 %. Отже,

дійсна потреба в кисні буде становити $m = 1{,}1 \cdot 0{,}21 = 0{,}23$ кг $O_2/(м^3\cdot$ год) $= 6{,}42 \cdot 10^{-5}$ кг $O_2/(м^3\cdot$ с).

Оскільки поглинання кисню з культуральної рідини біомасою відбувається майже миттєво, то для практичних розрахунків концентрацією кисню в рідині С нехтують і вважають її такою, що дорівнює нулю. Таким чином, рівняння масообміну (3.8) набирає вигляду:

$$m = K_{об} \cdot C_P. \qquad (3.10)$$

Рівновагову концентрацію кисню розраховують за формулою

$$C_P = \frac{Py}{m_{PC}}, \qquad (3.11)$$

де Р – тиск повітря в культуральній рідині, який складається з тиску в апараті та тиску стовпа культуральної рідини, Па;

у – об'ємний вміст кисню в газі, що подається на аерацію, частка одиниці; для повітря приймають у = 0,21, для технічного кисню у = 1;

m_{pc} – константа фазової рівноваги; для культуральних рідин $m_{pc} = 35 \cdot 10^5$ (Па$\cdot$ м^3)/кг.

Збільшення тиску повинно приводити до збільшення рівновагової концентрації кисню, відтак і до збільшення $K_{об}$. На практиці ця залежність не є прямою і проведення процесу при надлишкових тисках є проблематичним [3]. Як правило, тиск в апаратах підтримують підвищеним тільки з метою забезпечення стерильності атмосфери усередині апарата.

У прикладі, що розглядається, приймемо тиск усередині шару КР 0,13 МПа. Тоді

$$C_P = \frac{1{,}3 \cdot 10^6 \cdot 0{,}21}{35 \cdot 10^5} = 7{,}8 \cdot 10^{-3} \text{ кг } O_2/м^3.$$

Отже, об'ємний коефіцієнт масопередачі за киснем повинен становити

$$K_{об} = 6{,}42 \cdot 10^{-5}/7{,}8 \cdot 10^{-3} = 8{,}23 \cdot 10^{-3} \text{ с}^{-1} = 29{,}6 \text{ год}^{-1}.$$

Розрахований коефіцієнт має достатньо низьке значення. Звичайно ця величина становить 100–1000 год$^{-1}$. У цьому конкретному прикладі це пов'язано з невеликою концентрацією субстрату і денітрифікуючою властивістю продуцента.

Питома потужність $N_п$, що передається рідині для забезпечення знайденого $K_{об}$, залежить від багатьох чинників, наприклад, від способу аерації, конструкції апарата, його об'єму конструкції перемішувального пристрою та барботера, висоти шару культуральної рідини, витрати повітря тощо. Для орієнтовного розрахунку $N_п$ пропонується така емпірична формула:

$$K_{об} = 0{,}33\, N_п^{0{,}81}\, \varphi^{0{,}33}, \qquad (3.12)$$

де φ – газовмісність, частка одиниці. Цей коефіцієнт вказує частку об'єму, яку займає аераційний газ у культуральній рідині.

У свою чергу коефіцієнт φ можна розрахувати за формулою

$$\varphi = \frac{\frac{HV}{u}}{\frac{HV}{u}+1}, \qquad (3.13)$$

де H – висота шару культуральної рідини, м; V – секундна об'ємна витрата повітря, м^3 повітря/(м^{3}КР·с); u – швидкість виходу бульбашок повітря з культуральної рідини.

Об'ємну витрату повітря можна розрахувати, враховуючи потребу в кисні, його вмісті в газі, що використовується для аерації, коефіцієнта використання (4–6 %). Але практично коефіцієнт аерації $K_а$ становить 0,5–1 м^3/(м^3· хв).

Приймемо $K_а = 1$. Тоді V = 1/60 ≈ 0,017 м^3/(м^3· с).

Швидкість u залежить від конструкції барботера та мішалки, в'язкості культуральної рідини, діаметра повітряних бульбашок. Для розрахунку цієї швидкості потрібно експериментальне визначення деяких величин. Для орієнтовного розрахунку можна прийняти, що u лежить в межах 0,1–0,4 м/с (для прикладу приймемо u = 0,25 м/с, а висоту шару КР у ферментері 4 м).

Тоді

$$\varphi = \frac{4 \cdot 0{,}017/0{,}25}{(4 \cdot 0{,}017/0{,}25)+1} = 0{,}167\ (16{,}7\ \%).$$

Отже,

$29{,}6 = 0{,}33(N_п)^{0{,}81}(0{,}167)^{0{,}33}$, звідси $N_п = 0{,}53$ кВт/м^3.

При одержанні величини $N_п > 10$ кВт/м^3 застосовувати перемішувальний пристрій типу турбінної мішалки і барботажний спосіб аерації не можна, оскільки при цій питомій потужності реально вони не можуть забезпечити потрібний коефіцієнт масопередачі кисню.

Отже, сумарна теплова потужність, що повинна зніматись охолоджувальною водою в процесі за наведеним прикладом 1 цієї глави, становить

$$q = 1{,}2 + 0{,}53 = 1{,}73\ \text{кВт/м}^3.$$

3.1.5. Розрахунок енергії, що передається на перемішування з газовою фазою

Енергетичну потужність, що передається культуральній рідині з газовою фазою, розраховують за формулою

$$N_г = 3{,}5\, P_п\, V_c \left[\left(\frac{P_П}{P_К}\right)^{0{,}28} - 1\right] \text{кВт/м}^3, \qquad (3.14)$$

де $P_п$ – початковий тиск повітря (тиск повітря в барботері), Па;

$P_к$ – тиск повітря в апараті, Па;

V_c – питома секундна об'ємна витрата повітря, м^3/(м^3· с).

Тиск у барботері $P_п$ розраховують за формулою

$$P_п = \frac{2P_к T(P_к + P_h)}{2P_к T - \omega^2 \rho_0 g 273 \cdot 10^{-6}}\ \text{МПа}, \qquad (3.15)$$

де $P_к$ – тиск у верхній частині апарата, МПа; T – абсолютна температура повітря, що надходить на аерацію, К; P_h – тиск стовпа культуральної рідини над барботером, МПа; ω – швидкість витікання повітря з отворів барботера, м/с; ρ_0 – густина повітря за н.у. (1,293 кг/м^3); g – прискорення вільного падіння (9,81 м/с^2).

Припустимо, що апарат працює при атмосферному тиску ($P_к$ = 0,1013 МПа), ω = 20 м/с. Висота стовпа КР у середній частині шару 2 м, температура аераційного повітря 30 °С.

Тоді $P_h = \rho g h \approx 1000 \cdot 9{,}81 \cdot 2 = 19620$ Па ≈ 0,02 МПа.

$$P_п = \frac{2 \cdot 0{,}1013 \cdot (273+30)(0{,}1013+0{,}02)}{2 \cdot 0{,}1013 \cdot (273+30) - 20^2 \cdot 1{,}293 \cdot 9{,}81 \cdot 273 \cdot 10^{-6}} =$$

$$= 0{,}124 \text{ МПа} = 124000 \text{ Па}.$$

Питома потужність, що передається на перемішування з газовою фазою

$$N_г = 3{,}5 \cdot 124000 \cdot 0{,}017 \left[\left(\frac{124000}{101300} \right)^{0{,}28} - 1 \right] = 430 \text{ Вт} = 0{,}43 \text{ кВт}.$$

У прикладі, що розглядається, майже усю енергетичну потужність, потрібну на перемішування (0,53 кВт), можна передати тільки з газовою фазою[6].

Контрольні задачі

Задача 3.4. Висота стовпа КР – 10 м. Тиск в апараті – 0,12 МПа. Тиск повітря в барботері – 0,35 МПа. Температура КР – 35 °С. Густина рідини – 1050 кг/м^3. З якою швидкістю буде виходити повітря з барботера? (Відповідь: **88 м/с**).

Задача 3.5. У скільки разів збільшиться об'ємний коефіцієнт масопередачі за киснем $K_{об}$, якщо вихідну висоту стовпа КР, яка дорівнює 5 м, збільшити удвічі? При цьому секундна витрата повітря (0,02 м^3/м^3·с) та швидкість виходу бульбашок повітря з КР (0,4 м/с) залишаються незмінними. (Відповідь: **в 1,18 разів**).

Задача 3.6. Шар КР в культиваторі – 4 м. Витрата аераційного повітря – 0,015 м^3/(м^3· с). Тиск в апараті – 0,12 МПа. Швидкість виходу повітряних бульбашок з КР – 0,4 м/с. Мішалка розрахована на передачу 1 кг кисню/(м^3 КР · год). Знайти питому потужність, що передається 1 м^3 КР від перемішувального пристрою. (Відповідь: **3,3 кВт/м^3**).

[6] Це пов'язано з малою концентрацією субстрату і денітрифікуючою властивістю продуцента.

Задача 3.7. Визначити потужність, що передається з газовою фазою при аеробному культивуванні, при повному об'ємі ферментера 63 м^3, заповненого на 70 %. Густина рідини – 1060 кг/м^3. Співвідношення висоти культиватора до його діаметра – 2,5:1. Тиск в апараті у верхній вільній частині – 0,12 МПа. Кратність аерації – 0,5. (Відповідь: **0,53 кВт/м^3**).

Задача 3.8. Стовп культуральної рідини (густина 1050 кг/м^3) над барботером – 5 м. Кількість кисню, що повинна бути передана рідині – 1,2 кг O_2/(м^3· год). Який об'ємний коефіцієнт масопередачі кисню $K_{об}$ повинен бути забезпечений перемішувальним пристроєм біля барботера та у поверхні КР, якщо абсолютний тиск в апараті – 0,1 МПа, а як аеруючий газ використовують повітря. (Відповідь: **27,1 год$^{-1}$ біля барботера та 41,2 год$^{-1}$ біля поверхні**).

Задача 3.9. Діаметр апарата –2,5 м, висота стовпа КР – 5 м, $K_{об}$ – 34 год$^{-1}$, газовмісність – 9 %. Знайти потужність, що передається від мішалки усій КР. (Відповідь: **20 кВт**).

3.1.6. Методики розрахунків барботерів і турбінних мішалок

Барботери і турбінні мішалки – основні пристрої для аерації і перемішування основного типу ферментерів, що використовуються в мікробіологічній промисловості. Їх функціонування нерозривно пов'язане з забезпеченням культуральної рідини киснем. Основні типи барботерів зображено на рис. 3.1.

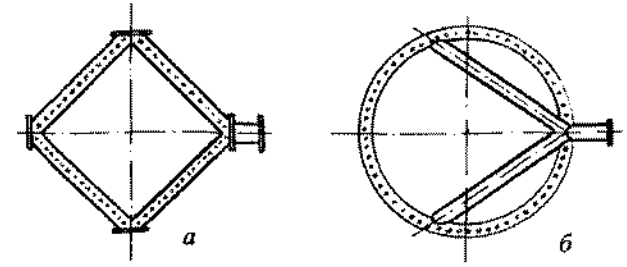


Рис. 3.1. Прямокутний (*а*) і кільцевий (*б*) барботери

Крім вказаних типів барботерів, для ферментерів великих діаметрів використовують барботери променевого типу, які своєю формою нагадують зірку. Дріжджевирощувальні апарати типу ВДА споряджені ліжаками, які є центральною трубою, до якої перепендикулярно приварені тонкі перфоровані трубки. Ліжаки укладають на дно дріжджевирощувального апарата. Відомо застосування повітряних форсунок, які монтують у днище ферментера. Оригінальний спосіб насичення культуральної рідини киснем полягає у її розпилюванні у верхній частині ферментера в атмосфері стерильного повітря. Подачу повітря здійснюють також за допомогою перфорованих барабанів або лопатей з щілиною для виходу повітря, що обертаються. Але найбільш перспективним способом аерації вважають застосування інжекційних пристроїв, дія яких заснована на законі Бернуллі і які конструктивно нагадують водоструминні вакуум-насоси. При застосуванні інжекторів одержують практично гомогенну газово-рідинну суміш. Ступінь використання кисню повітря порівняно з барботажним способом аерації зростає в декілька разів і досягає 30 %. Тільки таким способом можна переробляти висококонцентровані живильні середовища, що приводить до збільшення продуктивності ферментаційних установок. Перепоною на шляху подальшого концентрування середовищ є виникнення великих значень осмотичного тиску, який пригнічує розвиток біомаси.

Якщо в барботері створити невеликий тиск газу, то в культуральну рідину він буде виходити з невеликою лінійною швидкістю у вигляді бульбашок. Діаметр бульбашки пропорційний кубічному кореню діаметра отвору, тобто мало залежить від нього. При пухирцевому режимі барботажу швидкість виходу газу теж мало впливає на діаметр бульбашки: збільшується лише частота утворення бульбашок і скорочується відстань між ними.

При деякій граничній швидкості витікання аеруючого газу бульбашки зливаються в струм. Тертя струму об рідину викликає турбулізацію струму, в результаті чого на відстані 30–100 мм від

барботера струм подрібнюється на окремі бульбашки різноманітної величини. Оскільки аерація потребує порівняно великої витрати повітря, то режим барботажу, як правило, має струминний характер, тому визначити діаметр бульбашок неможливо. Тим більше, що завдяки перемішуванню пухирці подрібнюються, і це ще більше ускладнює ситуацію.

Експериментально встановлено, що за швидкості витікання повітря 20 м/с при отворах у барботері 3–5 мм відстань між центрами сусідніх отворів повинна бути 25–30 мм, інакше окремі струми зливаються. При збільшенні швидкості витікання повітря на кожні 10 м/с відстань між отворами повинна збільшуватись, приблизно, на розмір діаметра отвору.

Вказані експериментальні спостереження є основою для розрахунку геометричних розмірів барботерів.

Приклад. Визначити геометричні розміри барботера кільцевидної (тороїдної) форми для ферментера 10 м^3, з коефіцієнтом заповнення 0,6.

Розв'язання

1. Робочий об'єм ферментера становить $0,6 \cdot 10 = 6$ м^3.

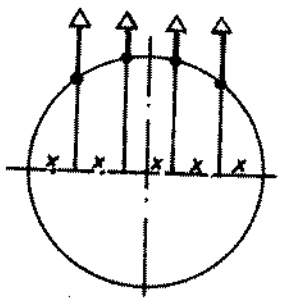
2. Кратність аерації для більшості процесів становить 0,5–1. Приймемо максимальний коефіцієнт (0,017 м^3/(м$^3 \cdot$ с). Тоді для аерування 6 м^3 потрібна витрата повітря $0,017 \cdot 6 \approx 0,1$ м^3/с.

3. Приймемо, що швидкість виходу повітря з барботера становить 20 м/с. Тоді площа усіх отворів барботера повинна становити $0,1/20 = 0,005$ м^2. Приймемо, що діаметр одного отвору становить 5 мм з відповідною площею $1,96 \cdot 10^{-5}$ м^2. Тоді кількість отворів повинна бути 255.

4. Діаметр кільця барботера дорівнює діаметру мішалки, а діаметр стандартної мішалки дорівнює 1/3 діаметра ферментера. Якщо діаметр ферментера або мішалки невідомі, то, враховуючи з співвідношення "висота ферментера : діаметр ферментера" = 2–2,5, визначаємо, що діаметр ферментера об'ємом 10 м^3 становить 1,8 м, а діаметр мішалки (і відповідно середній діаметр кільця барботера) – 0,6 м. Довжина кола, на якому повинні бути розташовані отвори, становить $0,6 \cdot 3,14 = 1,884$ м.

5. Відстань між сусідніми отворами повинна становити 1,884/255 = 7,4 мм. **Це менше від рекомендованої величини.**

6. Для досягнення рекомендованої відстані можна розташувати отвори в декілька рядів. В одному ряду повинно бути 1884/(25–30) = 63–75 отворів. Всього рядів повинно бути 255/(63—75) = 3,4–4,04 рядів. Приймемо 4 ряди. Схема розташування їх на поверхні труби:



7. Визначаємо діаметр труби барботера $d_б$: $d_б = 5X = 5X(25–30) = 125–150$ мм.

Кількість рядів отворів можна скоротити, збільшуючи швидкість витікання повітря. Так, при швидкості витікання повітря 30 м/с кількість отворів скорочується з 255 до 170, а кількість рядів до 3.

Розрахунок геометричних розмірів і кількості обертів механічного перемішувального пристрою

Механічні мішалки, які найчастіше використовують у поєднанні з барботерами, показано на рис. 3.2.

Турбінні мішалки забезпечують перемішування рідини у радіальних напрямках, що сприяє затримці повітряних бульбашок у культуральній рідині. Для забезпечення перемішування в усьому об'ємі реакційної маси турбінки розташовують на осі в декілька ярусів і, крім того, іноді їх розташовують під невеликим кутом до вала.

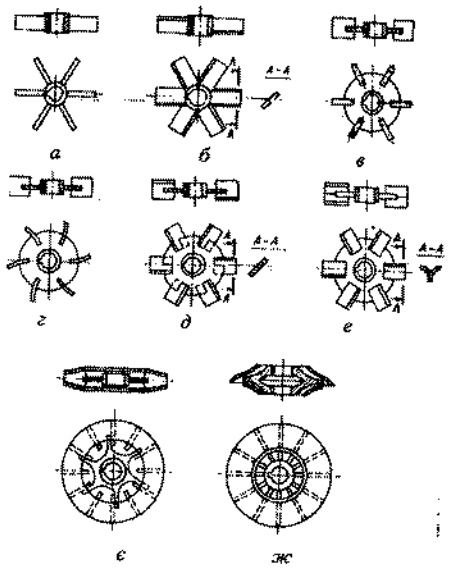


Рис. 3.2. Турбінні мішалки:
а – з прямими лопатями; *б* – з прямими нахиленими лопатями;
в – відкрита з прямими лопатями; *г* – відкрита з вигнутими лопатями;
д – відкрита з нахиленими лопатями;
е – з лопатями типу "хвіст ластівки"; *є* – закрита;
ж – з подвійним спрямовуючим апаратом

На рис. 3.3 зображено основні геометричні параметри мішалки ферментера.

Співвідношення між геометричними параметрами

$D/d_м = 3$	$H/d_м = 3$
$D/H = 1$	$l/d_м = 1:4$
$h/d_м = 1$	$b/d_м = 1:5$
$b_0/D = 1:10$	кількість лопатей $z = 6$

кількість відбиваючих перегородок $m_0 = 4$.

Потужність одноярусної мішалки, яка перемішує рідину, що не аерується, розраховують за формулою:

$$N_м = K_N \rho n^3 d_м^5, \qquad (3.16)$$

де $N_м$ – потужність мішалки, що передається культуральній рідині, Вт;

K_N – критерій потужності для стандартної турбінної мішалки, який розраховують або шукають з номограм [4]; для наближених розрахунків за наявності відбиваючих перегородок і області турбулентного руху рідини $K_N \approx 8–10$, без відбиваючих перегородок – 2–6.

ρ – густина рідини, кг/м^3;

n – кількість обертів мішалки, с$^{-1}$;

$d_м$ – діаметр мішалки, м.

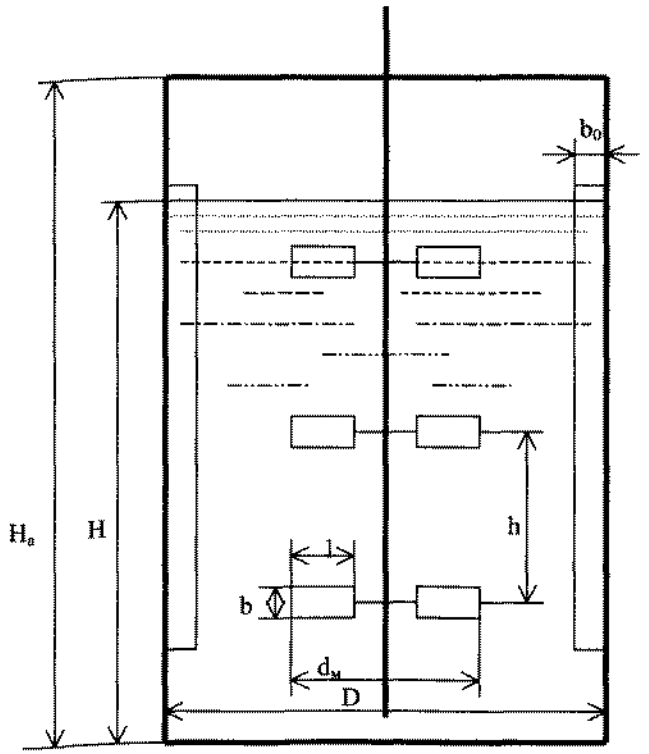


Рис. 3.3. Основні геометричні параметри турбінної багатоярусної мішалки:
$H_а$ – висота апарата; H – висота рівня рідини; D – діаметр апарата; $d_м$ – діаметр мішалки; b – ширина лопаті мішалки; l – довжина лопаті; h – відстань між ярусами мішалки; b_0 – ширина відбиваючої перегородки

У тому випадку, коли використовують нестандартну мішалку, то критерій потужності множать на відповідні коефіцієнти поправлення:

а) поправлення на висоту шару рідини: $k_{N1} = (H/D)^{0,35 + b/D}$;

б) поправлення на кількість лопатей: $k_{N2} = (z/6)^{0,8}$.

в) поправлення на кількість відбиваючих перегородок: $k_{N3} = (m_0/4)^{0,43}$;

г) поправлення на ширину відбиваючих перегородок: $k_{N4} = (b_0/0,1D)^{0,3}$;

д) поправлення на ширину лопатей: $k_{N5} = b/0,2d_м$.

Поправлення на діаметр мішалки знаходять, використовуючи вираз:

$$Re_z = \frac{\rho n d_м^2}{\eta}. \qquad (3.17)$$

Після знаходження нового критерію Re_z розраховують або визначають за номограмами нове значення критерію потужності.

Для перерахунку потужності, яку визначено за формулою (3.16), для багатоярусної мішалки використовують вираз

$$N_{м.я} = N_м \, m_я^{0,5}, \qquad (3.18)$$

де $m_я$ – кількість ярусів мішалки.

У свою чергу, кількість ярусів мішалки $m_0 = H/1,5d_м$.

Якщо рідина аерується, то знайдену потужність перемішувального пристрою треба зменшити на 20 %.

Приклад 4. Розрахувати кількість обертів перемішувального пристрою, якщо відомо:

об'єм КР – 10 м^3;

густина КР – 1020 кг/м^3;

розміри ферментера і перемішувального пристрою – стандартні;

об'ємний коефіцієнт масопередачі по кисню $K_{об} = 300$ год$^{-1}$;

газовмісність φ = 16 %;

з газовою фазою передається потужність 0,5 кВт/м^3;

рух рідини – турбулентний.

Розв'язання

1. Питома потужність, що повинна передаватись на перемішування

$$300 = 0{,}33(N_п)^{0{,}81}(0{,}16)^{0{,}33}, \quad \text{звідси } N_п = 9481 \text{ Вт/м}^3.$$

2. Потужність, що повинна передаватись рідині механічною мішалкою, $N_м = 9481 - 500 = 8981$ Вт/м^3.

3. Перехід до гіпотетичної одноярусної мішалки для рідини, що не аерується:

а) якщо б рідина не аерувалась, то питому потужність потрібно було б збільшити до $8981/0{,}8 = 11226$ Вт/м^3.

б) знаходимо кількість ярусів:

– оскільки висота стовпа КР для стандартного ферментера дорівнює діаметру апарата, то $\pi D^3/4 = 10$ м^3. Звідси $D = H = 2{,}33$ м (2,4 м – стандарт);

– діаметр мішалки $d_м = 2{,}4/3 = 0{,}8$ м;

– кількість ярусів $m_я = 2{,}4/(0{,}8 \cdot 1{,}5) = 2$;

в) питома потужність одноярусної мішалки для рідини, що не аерується, повинна становити

$$N_{м.я.б/а} = 11226/2^{0{,}5} = 7938 \text{ Вт/м}^3.$$

Загальна потужність пристрою для перемішування 10 м^3 рідини повинна дорівнювати $7938 \cdot 10 = 79380$ Вт.

4. Оскільки рух рідини турбулентний, ферментер стандартний і має відбиваючі перегородки, то $K_N = 8–10$ (приймемо 10).

5. Використовуючи формулу (3.16), запишемо:

$$79380 = 10 \cdot 1020 \cdot n^3 \cdot (0{,}8)^5.$$

Звідси кількість обертів перемішувального пристрою n становить 2,87 с$^{-1}$.

Розрахунок кількості обертів перемішувального пристрою не завжди пов'язаний з об'ємним коефіцієнтом масопередачі за киснем. У деяких процесах, наприклад, в анаеробних, кількість обертів розраховують або приймають для забезпечення турбулентності потоків, а відтак з коефіцієнтом тепловіддачі від культуральної рідини до стінки охолоджувального пристрою або навпаки, від стінки нагрівального пристрою до культуральної рідини.

3.1.7. Розрахунок теплообмінних пристроїв ферментерів

Відомі конструкції ферментерів як з внутрішнім, так і зовнішнім розташуванням теплообмінних пристроїв. Для невеликих апаратів перевагу надають зовнішньому теплообмінному пристрою у вигляді гладкої оболонки (рис. 3.4, а). Однак для культиваторів об'ємом більше ніж 2–3 м^3 поверхня теплообміну, особливо для культивування продуцентів антибіотиків, як правило, є вже недостатньою. Були розроблені конструкції з внутрішніми теплообмінними пристроями: горизонтальними спіралями (рис. 3.4, г, д) і більш сучасними – вертикальними спіралями у вигляді в'язки труб (рис. 3.4, е). Внутрішні теплообмінні пристрої використовують самостійно або в поєднанні з гладкою оболонкою. Вони гарантують культуральну рідину від контамінації сторонньою мікрофлорою. На жаль, внутрішні пристрої ускладнюють чищення і миття апаратів. Тому останніми роками знову все частіше використовують зовнішні теплообмінні пристрої у вигляді оболонок зі спіральними перегородками (рис. 3.4, б) або секційними оболонками (рис. 3.4, в), які, своєю чергою, теж можуть мати спіральні перегородки. Порівняно з гладкою оболонкою нові зовнішні теплообмінні пристрої дають змогу збільшити коефіцієнт тепловіддачі в 2–4 рази і більше.

Виносні теплообмінні пристрої (теплообмінник + циркуляційний насос) використовують лише в установках з нестерильними умовами виробництва (наприклад, у виробництві біогазу, біохімічному очищенні стічних вод), оскільки існує загроза контамінації культуральної рідини сторонньою мікрофлорою через ущільники насосів і ущілки теплообмінників.

Технологічний розрахунок теплообмінного пристрою, якщо не йдеться про конструювання нового апарата, зводиться до визначення потрібної площі теплообміну, порівняння її з площею стандартного ферментера і прийняттю рішення про можливість використання цього ферментера в тому чи іншому конкретному процесі ферментації. Крім того, визначають витрату охолоджувальної води.