

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 $2-3 \text{ м}^3$ 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 ущільки 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.

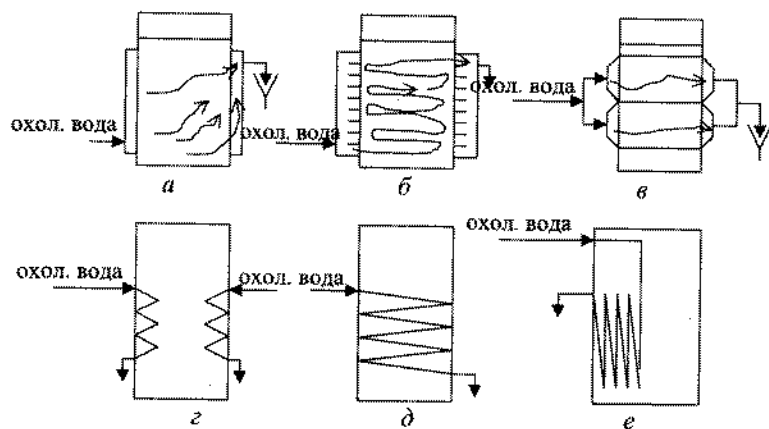


Рис. 3.4. Схеми теплообмінних пристроїв ферментерів:
 а – гладка оболонка; б – оболонка зі спіральною перегородкою; в – секційна оболонка;
 г, д – горизонтальні змійовики;
 е – вертикальні змійовики (в'язка труб)

Зв'язок між сумарним теплом, яке виділяється під час біосинтезу і передається культуральній рідині в результаті перетворення механічного руху перемішувальних пристроїв у теплоту, можна записати у вигляді відомого виразу:

$$Q = KF\Delta t_{\text{сер.лог}}, \quad (3.19)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; F – площа поверхні теплообміну, м^2 ; $\Delta t_{\text{сер.лог}}$ – середня логарифмічна різниця температур теплового і холодного теплоносіїв.

Коефіцієнт теплопередачі визначають за формулою:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + r_3 + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (3.20)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від культуральної рідини до стінки теплообмінного пристрою, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; δ – товщина стінки теплообмінного пристрою, м; λ – теплопровідність матеріалу стінки теплообмінного пристрою, $\text{Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$ (для нержавіючої сталі $\lambda = 17,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$); r_3 – термічний опір забруднень, $(\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$

($r_3 \approx 1500\text{--}6000 \text{ (м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$); α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки теплообмінного пристрою до охолоджувальної води, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

3.1.7.1. Розрахунок α_1 для оболонки. Критерій Нусельта для оболонки визначають за формулою⁷:

$$\text{Nu} = 0,36 \text{Re}_z^{0,67} \text{Pr}^{0,33} (\eta/\eta_{\text{ст}})^{0,14}, \quad (3.21)$$

де Re_z – критерій Рейнольдса відцентровий; Pr – критерій Прандтля; η та $\eta_{\text{ст}}$ – відповідно динамічна в'язкість культуральної рідини в масі і біля стінки теплообмінного пристрою, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

Оскільки в'язкості рідини в масі і біля стінки пристрою майже не змінюються, можна прийняти, що $\eta/\eta_{\text{ст}} = 1$.

Критерій Прандтля:

$$\text{Pr} = \frac{c_p \eta}{\lambda}, \quad (3.22)$$

де c_p – питома теплоємність КР (близька до теплоємності води, $4190 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$); η – динамічна в'язкість (близька до в'язкості води, $0,9 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$); λ – теплопровідність КР (близька до теплопровідності води, $0,62 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$).

Коефіцієнт α_1 визначають за формулою:

$$\alpha_1 = \frac{\text{Nu} \cdot \lambda}{D}, \quad (3.23)$$

де D – внутрішній діаметр апарата, м. Формула справедлива при $D/d_w = 2,5\text{--}4$, $D \leq 1,5$ м. При більших діаметрах апарата вказану формулу треба вважати орієнтовною.

Якщо ферментер має відбиваючі перегородки, то коефіцієнт α_1 треба збільшити на 35–40 %.

Приклад 5. Ферментер має внутрішній діаметр 1 м, висоту циліндричної частини 2,5 м. Він заповнений на 70 % КР. Перемішувальний пристрій має стандартні розміри, швидкість обертання мішалки – 2 с^{-1} , динамічна в'язкість КР – $1,5 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$,

⁷ Формули для розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі наведено з [1].

густина – 1020 кг/м³, коефіцієнт теплопровідності – 0,62 Вт/(м·К). Ферментер не має відбиваючих перегородок. Знайти коефіцієнт тепловіддачі α_1 .

Розв'язання

1. Оскільки перемішувальний пристрій має стандартні розміри, діаметр мішалки дорівнює $1/3 = 0,33$ м.

$$2. \text{ Критерій Рейнольдса: } Re_2 = \frac{1020 \cdot 2 \cdot 0,33^2}{1,5 \cdot 10^{-3}} = 148104.$$

$$3. \text{ Критерій Прандтля: } Pr = \frac{4190 \cdot 1,5 \cdot 10^{-3}}{0,62} = 10,14.$$

$$4. \text{ Критерій Нусельта: } Nu = 0,36 \cdot 148104^{0,67} \cdot (10,14)^{0,33} = 2252.$$

$$5. \text{ Коефіцієнт тепловіддачі } \alpha_1: \alpha_1 = (2252 \cdot 0,62)/1,0 = 1396 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}.$$

3.1.7.2. Розрахунок α_2 для оболонки. Розрахункові формули:

$$Nu = 0,037 Re^{0,8} Pr^{0,43} \quad \text{при } Re > 10^5. \quad (3.24)$$

$$Nu = 0,76 Re^{0,5} Pr^{0,43} \quad \text{при } Re < 10^5. \quad (3.25)$$

Як визначальний лінійний розмір, який входить в критерії Рейнольдса і Нусельта, беруть довжину стінки апарата за напрямом руху охолоджувальної рідини.

Приклад 6. До умов попереднього прикладу додаються умови: охолоджувальна вода подається знизу оболонки і витікає зверху; товщина стінки ферментера, зробленого з нержавіючої сталі, 4 мм; тепловий опір забруднень з боку КР – $2,5 \cdot 10^4$ (м²·К)/Вт; температура КР – 30 °С; в піковий момент біосинтезу за рахунок власне біосинтезу і енергії перемішувального пристрою виділяється тепла потужність 5 кВт/м³; температура охолоджувальної води на вході в оболонку становить 18 °С. Знайти коефіцієнт α_2 . Використовуючи значення коефіцієнта α_1 , який визначено в попередньому прикладі,

розрахувати коефіцієнт теплопередачі. Приймаючи, що площа теплообміну є бокова поверхня апарата, що дотикається з рідиною, визначити придатність апарата для проведення процесу.

Розв'язання

1. Висота апарата 2,5 м. Він заповнений на 70 %. Отже, визначальний лінійний розмір становить $0,7 \cdot 2,5 = 1,75$ м.

2. Визначення швидкості руху рідини в оболонці:

а) для визначення руху охолоджувальної води можна прийняти критерій Re, а можна відразу задатись швидкістю води, але практика показала, що кращим варіантом є прийняття певної температури на виході охолоджувальної води з оболонки, оскільки дає можливість економно використовувати зворотню воду. Прийmemo, що температура води на виході 22 °С;

б) об'єм КР у ферментері $(3,14 \cdot 1^2 \cdot 2,5 \cdot 0,7)/4 = 1,37$ м³.

в) тепла потужність, яку потрібно зняти з усього об'єму КР, становить $5 \cdot 1,37 = 6,85$ кВт;

г) витрата охолоджувальної води становить $6,85/[4,19(22 - 18)] = 0,41$ кг/с = 0,00041 м³/с.

д) відстань між зовнішньою поверхнею апарата і внутрішньою поверхнею оболонки (товщина оболонки) для апаратів з діаметром 1–4 м становить 30–80 мм. Оскільки реактор має мінімальні розміри, прийmemo товщину оболонки 30 мм. Тоді внутрішній діаметр оболонки становить 1,06 м, а зовнішній діаметр обичайки апарата, нехтуючи товщиною стінки, становить 1 м. Тоді площа перерізу оболонки, який перпендикулярний до напрямку руху води, становить $[3,14(1,06^2 - 1^2)]/4 = 0,097$ м².

е) швидкість руху води в оболонці становить $\omega = 0,00041/0,097 = 0,004$ м/с.

3. Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{0,004 \cdot 1,75 \cdot 1000}{0,910^{-3}} = 7778.$$

4. Критерій Прандтля:

$$Pr = \frac{4190 \cdot 0,9 \cdot 10^{-3}}{0,62} = 6,08.$$

5. Оскільки $Re < 10^3$, то для розрахунку Nu використовуємо формулу (3.25):

$$Nu = 0,76(7778)^{0,5}(6,08)^{0,43} = 145,6.$$

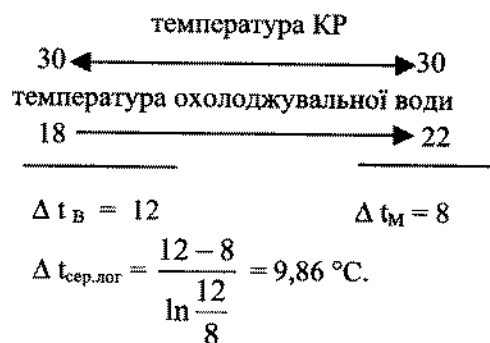
6. Знаходимо коефіцієнт тепловіддачі α_2 :

$$\alpha_2 = \frac{145,6 \cdot 0,62}{1,75} = 51,58 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

7. Знаходимо коефіцієнт теплопередачі K :

$$K = \frac{1}{\frac{1}{1396} + \frac{0,004}{17,5} + 2,5 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{51,58}} = 48,58 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

8. Температурна схема процесу і знаходження середньої різниці температур:



9. Необхідна поверхня теплообміну:

$$F = \frac{6850}{48,58 \cdot 9,86} = 14,3 \text{ м}^2.$$

10. Фактична бокова поверхня ферментера, яка використовується як поверхня теплообміну, дорівнює $3,14 \cdot 1 \cdot 1,75 = 5,5 \text{ м}^2$.

11. Оскільки $14,3 > 5,5$, то можна зробити висновок, що поверхні теплообміну для забезпечення відведення тепла в піковий момент біосинтезу не вистачить.

Для відведення тепла можна використати: а) оребрену оболонку, б) прийняти більш низьку температуру води на виході

з оболонки, збільшуючи тим самим витрату води і критерій Рейнольдса та інші технологічні заходи.

12. Якщо використати оребрену оболонку, то коефіцієнт тепловіддачі α_2 , розрахований для гладкої оболонки, збільшиться в 2+4 рази. Прийемо вдвічі. Тоді нове значення α_2 буде дорівнювати

$$\alpha_2 = 51,58 \cdot 2 = 103,16 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

а нове значення коефіцієнта теплопередачі дорівнює $97,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$

13. Нове значення потрібної площі теплообміну становить

$$F = 6850 / (97,67 \cdot 9,86) = 7,11 \text{ м}^2.$$

І в цьому випадку фактичної поверхні теплообміну не вистачає, оскільки $7,11 > 5,5 \text{ м}^2$.

14. Прийемо, що температура води на виході з гладкої оболонки становить не $22 \text{ }^\circ\text{C}$, а $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Тоді нова витрата охолоджувальної води буде становити $0,82 \text{ кг}/\text{с} = 0,00082 \text{ м}^3/\text{с}.$

15. Нове значення швидкості руху охолоджувальної води буде становити

$$\omega = 0,00082 / 0,097 = 0,00845 \text{ м}/\text{с}.$$

16. Нове значення критерію Рейнольдса становить

$$Re = (0,00845 \cdot 1,75 \cdot 1000) / 0,9 \cdot 10^{-3} = 16430.$$

17. Нове значення критерію Нусельта становить

$$Nu = 0,76(16430)^{0,5}(6,08)^{0,43} = 211,69 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

18. Нове значення $\alpha_2 = (211,69 \cdot 0,62) / 1,75 = 75 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$

Це значення менше від попереднього, тобто і в цьому випадку площі теплообміну не вистачить.

19. При одночасному використанні оребреної оболонки і зниженні температури води на виході з оболонки до $20 \text{ }^\circ\text{C}$ коефіцієнт тепловіддачі α_2 буде становити

$$\alpha_2 = 75 \cdot 2 = 150 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}),$$

а коефіцієнт теплопередачі $K = 138,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$

Потрібна площа охолодження буде становити

$$F = 6850 / (138,67 \cdot 9,86) = 5,01 \text{ м}^2.$$

Отже, лише в цьому випадку фактична площа теплообміну є більшою від потреби і в такому варіанті проведення процесу технологічно можливе.

3.1.7.3. Розрахунок α_1 для спірального зміювика з горизонтально розташованими витками. Для розрахунку критерію Нусельта можна використати спрощену формулу Чілтона:

$$Nu = 0,87 Re_z^{0,62} Pr^{0,33}, \quad (3.26)$$

$$\alpha_1 = Nu \lambda / D_v, \quad (3.27)$$

де D_v – діаметр витка спіралі зміювика. Формула дійсна при $D/d_w = 2,5-4$ та $D \leq 1,5$ м. За інших умов формулу можна використовувати лише при орієнтовних розрахунках.

Приклад 7. Умови прикладу 5. Діаметр витка зміювика 0,8 м. Знайти α_1 .

Розв'язання

1. З прикладу 5 відомо, що $Re_z = 148104$, $Pr = 10,14$. Отже,

$$Nu = 0,87(148104)^{0,62}(10,14)^{0,33} = 3001.$$

2. Коефіцієнт тепловіддачі $\alpha_1 = (3001 \cdot 0,62) / 0,8 = 2326 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Порівнюючи коефіцієнти α_1 , одержані для оболонки і зміювика, можна бачити, що як теплообмінний пристрій зміювик значно ефективніший від оболонки, якщо ферментер не має відбиваючих перегородок (2326 проти $1396 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$). При цьому чим менший діаметр витка зміювика, тим ефективніший зміювик. Це пояснює намагання конструкторів розташовувати у ферментері декілька зміювиків з малими діаметрами витків, хоча це ускладнює очищення теплообмінного пристрою від забруднень.

3.1.7.4. Розрахунок α_2 для зміювика з горизонтально розташованими витками. Для зміювиків з горизонтально розташованими витками

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43}, \quad (3.28)$$

Розраховане надалі за формулою (3.28) значення α_2 треба помножити на коефіцієнт X , який враховує відносну кривизну зміювика.

$$X = 1 + 3,54(d / D_v), \quad (3.29)$$

де d – внутрішній діаметр труби зміювика, м.

При розрахунку діаметра труби зміювика треба враховувати, що рекомендована швидкість руху рідини в трубах становить $2-4$ м/с.

Приклад 8. Умови прикладу 5. Усередині ферментера розташований мідний зміювик з внутрішнім діаметром труби 25 мм і з товщиною стінки 2 мм. Коефіцієнт тепловіддачі $\alpha_1 = 2326 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$ (див. приклад 7). Швидкість руху охолоджувальної води у зміювику 2 м/с. Знайти геометричні розміри зміювика.

Розв'язання

1. Знаходимо критерій Re для охолоджувальної води у зміювику:

$$Re = \frac{2 \cdot 0,025 \cdot 1000}{0,9 \cdot 10^{-3}} = 55556.$$

2. Критерій Прандтля для води – $6,08$ (див. приклад 6).

3. Критерій Нусельта $Nu = 0,021(55556)^{0,8}(6,08)^{0,43} = 285$.

4. Коефіцієнт тепловіддачі $\alpha_2 = (285 \cdot 0,62) / 0,8 = 221 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

5. Коефіцієнт поправлення $X = 1 + 3,54(0,025/0,8) = 1,11$.

6. Дійсний коефіцієнт $\alpha_{2д} = 221 \cdot 1,11 = 245 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

7. Коефіцієнт теплопередачі через стінку труби зміювика $\delta/\lambda_{\text{міді}} = 0,002/384 = 5,2 \cdot 10^{-6} (\text{м}^2 \cdot \text{К})/\text{Вт}$.

8. Прийmemo тепловий опір забруднень з боку культуральної рідини $2,5 \cdot 10^{-4} \text{ (м}^2 \cdot \text{К) / Вт}$.

9. Коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{2326} + 5,2 \cdot 10^{-6} + 2,5 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{245}} = 210 \text{ Вт / (м}^2 \cdot \text{К)}$$

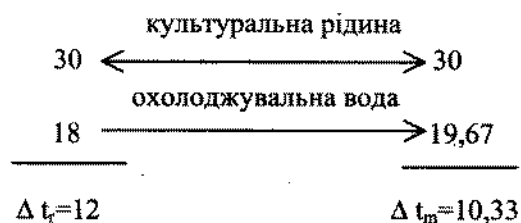
10. Масова витрата води у зміювика $G_B = [\pi (0,025)^2 / 4] \cdot 2 \cdot 1000 = 0,98 \text{ кг/с}$.

11. Знайдемо температуру води на виході зі зміювика $t_{\text{вих}}$:

$$Q = G_{\text{вих}} c_p (t_{\text{вих}} - 18); 6,87 \text{ кВт} = 0,98 \cdot 4,19 (t_{\text{вих}} - 18),$$

звідси $t_{\text{вих}} = 19,67 \text{ }^\circ\text{C}$.

12. Температурна схема процесу:



$$\Delta t_{\text{ср.лог}} = (12 - 10,33) / \ln (12/10,33) = 11,14 \text{ }^\circ\text{C}$$

13. Площа поверхні зміювика повинна бути $F = 6870 / (210 \cdot 11,14) = 2,93 \text{ м}^2$.

14. Довжина труби зміювика повинна бути $L = 2,93 / [3,14(0,025 + 2 \cdot 0,002)] = 32,1 \text{ м}$.

15. Довжина витка $3,14 \cdot 0,8 = 2,51 \text{ м}$.

16. Кількість витків у спіралі $32,1 / 2,51 = 12,8$ (13) витків.

17. Якщо прийняти, що відстань між витками дорівнює двом зовнішнім діаметрам труби зміювика, то висота спіралі повинна становити $13 \cdot 0,029 + 12 \cdot 2 \cdot 0,029 = 1,073 \text{ м}$.

3.1.7.5. Розрахунок α_1 для трубчастого вертикального зміювика. Критерій Нусельта розраховують за формулою

$$Nu = 0,22 \epsilon_{\phi} Re^{0,65} Pr^{0,36} \quad (3.30)$$

Коефіцієнт ϵ_{ϕ} враховує вплив кута атаки рідини на труби. Значення цих коефіцієнтів можна взяти з різних літературних джерел, наприклад [4, 5]. У критерій Рейнольдса входить значення швидкості потоку у найвужчому перерізі в'язки труб, а як лінійний розмір – зовнішній діаметр труби зміювика.

Формула має сенс для третього та подальшого рядів труб. Для труб першого ряду значення коефіцієнта тепловіддачі треба помножити на коефіцієнт 0,6, а для другого – на 0,9. Середню величину α_1 знаходять як середньозважену згідно з площами теплообміну, які відповідають тому чи іншому ряду труб.

3.1.7.6. Послідовність розрахунку теплообмінного пристрою ферментера:

1. Розв'язують стехіометричне рівняння процесу ферментації і складають ідеальний матеріальний баланс.

2. За формулою Менделєєва визначають теплоти згоряння сировинних і кінцевих продуктів біосинтезу. За різницею теплот і кількості синтезованого АСБ визначають тепловий ефект синтезу 1 кг АСБ.

3. Визначають питому теплову потужність, що виділяється в піковий або в будь-який момент біосинтезу в 1 м^3 культуральної рідини.

4. Для аеробних процесів розраховують потрібну витрату кисню і визначають потрібний об'ємний коефіцієнт масопередачі за киснем. Згідно з цим коефіцієнтом визначають потрібну потужність, що повинна передаватись на перемішування.

5. Визначають потужність, що передається рідині на перемішування з газовою фазою.

6. Визначають потужність, яка повинна передаватись рідині від механічного перемішувального пристрою і визначають потрібну кількість обертів мішалки.

7. За знайденими значеннями сумарної теплової потужності, що передається рідині, та кількості обертів перемішувального пристрою знаходять коефіцієнти тепловіддачі й коефіцієнт теплопередачі.

8. Визначають потрібну площу теплообміну. Якщо обраний стандартний ферментер, то порівнюють фактичну площу теплообміну з розрахованою. Якщо фактична площа менше від розрахованої, то приймають нові технологічні або конструктивні рішення щодо зменшення площі, що розраховується (збільшують витрату охолоджувальної води, зменшують, якщо це можливо, температуру води на вході в теплообмінний пристрій, використовують більш розбавлене живильне середовище, зменшують об'єм ферментера при збереженні загального об'єму культуральної рідини, використовують інші конструктивні варіанти теплообмінних пристроїв, встановлюють додаткові пристрої тощо).

Контрольні задачі

Задача 3.10. 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/м³. З якою швидкістю буде виходити повітря з барботера? (Відповідь: **88 м/с**)

Задача 3.11. Об'єм КР – 10 м³. Кратність аерації – 80 м³/м³·год. Діаметр мішалки – 1,5 м. Знайти кількість рядів отворів та діаметр труби для виготовлення кільцевидного барботера, якщо діаметр отворів 3 мм, а швидкість виходу повітря повинна бути 20 м/с. (Відповідь: **9 рядів, 250 мм**).

Задача 3.12. Ферментер є трубою діаметром 0,2 м. Швидкість руху реакційної маси незначна, внаслідок чого реакційна маса не перемішується. За рахунок чого передається тепло реакції до стінок труби і знайти коефіцієнт тепловіддачі від рідини до стінки. Прийняти коефіцієнт теплопровідності рідини 0,62 Вт/(м·К). (Відповідь: **6,2 Вт/(м²·К)**).

Задача 3.13. У скільки разів збільшиться об'ємний коефіцієнт масопередачі за киснем $K_{об}$, якщо вихідну висоту стовпа КР 5 м збільшити вдвічі? При цьому секундна витрата повітря (0,02 м³/м³·с) та швидкість виходу бульбашок повітря з КР (0,4 м/с) залишаються незмінними. (Відповідь: **у 1,18 разів**).

Задача 3.14. Коефіцієнти тепловіддачі α_1 та α_2 відповідно дорівнюють 19 та 17 кВт/(м²·К). Товщина стінки з нержавіючої

сталі – 15 мм. Температура синтезу – 40 °С. Початкова температура охолоджувальної води – 18 °С, кінцева – 20 °С. Витрата води – 3 кг/с. Знайти необхідну площу теплообміну. (Відповідь: **3,56 м²**).

Задача 3.15. Розрахувати коефіцієнт тепловіддачі α_1 для ферментера з оболонкою, якщо швидкість обертання мішалки 2 с⁻¹, діаметр апарата 4,5 м, діаметр мішалки – стандартний, густина рідини – 1050 кг/м³, динамічна в'язкість – 1,5·10⁻³ Па·с, питома теплоємність – 3,02 кДж/(кг·К), теплопровідність рідини – 0,32 Вт/(м·К). (Відповідь: **1398 Вт/(м²·К)**).

Задача 3.16. Охолоджувальний пристрій має коефіцієнт теплопередачі 400 Вт/(м²·К), площу теплообміну – 7 м². Початкова і кінцева температури охолоджувальної води відповідно 18 та 20 °С. Теплова потужність, що знімається водою – 58,8 кВт. Яка була температура біосинтезу? (Середню різницю температур шукати як середню арифметичну). (Відповідь: **40 °С**).

Задача 3.17. Теплова потужність, що відводиться в оболонці апарата охолоджувальною водою, – 360000 кДж/год. Площа перерізу, крізь який проходить вода, – 0,15 м², довжина поверхні, вздовж якої проходить вода – 15 м. Початкова температура охолоджувальної води – 18 °С. За деякої витрати води $Re = 500000$. Знайти об'ємну та масову витрату води, кінцеву температуру води. Довідникові дані для води: густина – 1000 кг/м³, в'язкість – 0,9·10⁻³ Па·с, питома теплоємність – 4,18 кДж/(кг·К). (Відповідь: **4,5·10⁻³ м³/с, 4,5 кг/с, 23,3 °С**).

Задача 3.18. Визначити потужність, що передається з газовою фазою при аеробному культивуванні, якщо повний об'єм ферментера 63 м³, але він заповнений на 70 %. Густина рідини – 1060 кг/м³. Співвідношення висоти апарата до його діаметра – 2,5:1. Тиск в апараті у верхній вільній частині – 0,12 МПа. Кратність аерації – 0,5. (Відповідь: **0,59 кВт/м³**).

Задача 3.19. Знайти $K_{об}$ для ферментера з робочим об'ємом 35 м³. Діаметр мішалки – 1 м, кількість обертів – 2 с⁻¹, кількість ярусів – 3. Висота шару рідини – 5 м. Густина рідини –

1060 кг/м³, в'язкість – $2 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Кратність аерації – 1. Передачу енергії з газовою фазою не враховувати. (Відповідь: **111 год⁻¹**).

Задача 3.20. Знайти основні розміри стандартної мішалки турбінного типу для культиватора ємністю 50 м³, заповненого на 70 % КР, якщо відомо, що висота культиватора в 2,5 раза більше його діаметра.

Задача 3.21. Розрахувати коефіцієнт тепловіддачі α_2 для гладкої оболонки. Швидкість руху води вздовж поверхні теплообміну, що має довжину 3 м – 0,5 м/с. Довідникові дані для води: густина – 1000 кг/м³, в'язкість – $0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с, теплоємність – 4,18 кДж/кг·К, коефіцієнт теплопровідності – 0,62 Вт/м·К. (Відповідь: **1577 Вт/(м²·К)**).

Задача 3.22. Циліндричний реактор із зовнішнім діаметром обичайки 3 м. Має секційну оболонку з внутрішнім діаметром 3,08 м. Висота секції – 0,2 м. Потік води, що надходить в секцію, перпендикулярний до осі апарата. Надійшовши в секцію, потік води роздвоюється, а на виході потоки об'єднуються. Витрата води – 2,5 кг/с. Розрахувати коефіцієнт тепловіддачі α_2 . (Відповідь: **568 Вт/(м²·К)**).

Задача 3.23. Визначити коефіцієнт α_2 для охолоджувального змійовика з горизонтальними витками діаметром 0,5 м і внутрішнім діаметром труби 50 мм. Швидкість руху води в змійовику – 0,5 м/с (довідникові дані для води: в'язкість $0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с, теплопровідність 0,62 Вт/(м·К)). У скільки разів треба підвищити витрату води, щоб α_2 збільшити в 1,5 раза порівняно з розрахованим. (Відповідь: у **1,66 разів**).

Задача 3.24. Змійовик має діаметр витка 0,5 м, внутрішній діаметр труби – 0,05 м. Швидкість руху охолоджувальної води у змійовику – 0,5 м/с, витрата води – $9,82 \cdot 10^{-4}$ м³/с. При цьому коефіцієнт тепловіддачі від стінки до охолоджувальної води без поправлення на кривизну – 202,9 Вт/(м²·К). Який повинен бути діаметр труби, щоб збільшити коефіцієнт тепловіддачі вдвічі при тій самій витраті води? (Довідникові дані для води: теплопровідність – 0,62 Вт/(м·К), теплоємність – 4,18 кДж/(кг·К), динамічна в'язкість – $0,9 \cdot 10^{-3}$ Па·с). (Відповідь: **0,02 м**).

Задача 3.25. Стовп культуральної рідини (густина 1050 кг/м³) над барботером – 5 м. Кількість кисню, що повинна бути передана рідині, – 1,2 кг O₂/(м³·год). Який об'ємний коефіцієнт масопередачі кисню K_{06} повинен бути забезпечений перемішувальним пристроєм біля барботера та у поверхні КР, якщо абсолютний тиск в апараті – 0,1 МПа. Задачу розв'язати при застосуванні чистого кисню. (Відповідь: **27,1 год⁻¹ у барботера та 41,2 год⁻¹ у поверхні**).

Задача 3.26. Діаметр апарата 2,5 м, висота стовпа КР – 5 м. $K_{06} = 34$ год⁻¹, газовмісність – 9 %. Знайти потужність, що передається від мішалки усій КР. (Відповідь: **20 кВт**).

Задача 3.28. Температура біосинтезу – 29 °С. Температура охолоджувальної води на вході – 18 °С, а на виході – 20 °С. Витрата води – 15 кг/с. Коефіцієнти тепловіддачі α_1 та α_2 відповідно 1700 та 1350 Вт/(м²·К). Товщина стінки з нержавіючої сталі (теплопровідність 17,5 Вт/(м·К)) – 10 мм. Гладку оболонку замінили на оболонку зі спіраллю, що підвищило тепловіддачу α_2 утричі і дало змогу знизити витрату води. Знайти нову витрату води ($\Delta t_{\text{сер}}$ шукати як середнє арифметичне). (Відповідь: **6,61 кг/с**).

3.2. Технологічні розрахунки теплообмінної апаратури

У практиці мікробіологічних виробництв широко застосовують процеси, пов'язані з теплообміном. До них належить і теплообмін у ферментерах, який розглянуто вище. Можна назвати і теплообмінні процеси, зв'язані з приготуванням живильних середовищ, їх стерилізацією, охолодженням культуральних рідин, різноманітних концентратів, нагріванням рідин у випарних апаратах тощо.

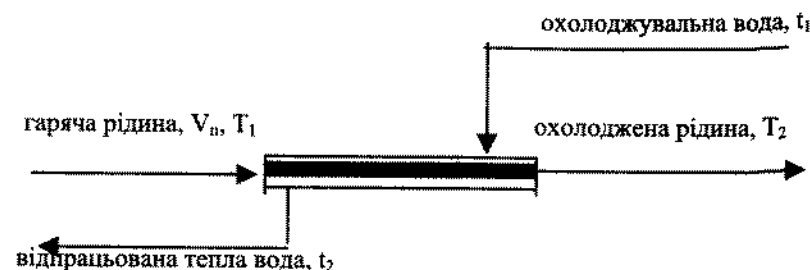
Технологічні розрахунки теплообмінної апаратури зводять до визначення потрібної площі теплообміну і вибору стандартної апаратури або теплообмінних пристроїв для цієї апаратури або, навпаки, до вибору технологічних параметрів (температур, витрат теплоносіїв) при застосуванні апаратури і пристроїв, які вже є у наявності.

Розрізняють два види теплообміну: стаціонарний, коли процес відбувається безперервно при сталих витратах матеріальних потоків й сталих температурах, і нестаціонарний, коли, наприклад, в часі змінюються температури тепло(холодо)носія і реакційної маси або іншої цільової матеріальної субстанції, яку нагрівають або охолоджують.

3.2.1. Технологічні розрахунки під час стаціонарного теплообміну

Конкретно до таких процесів належать нагрівання або охолодження продуктів в усталених потоках з використанням стандартної теплообмінної апаратури, наприклад, охолодження стерильного живильного середовища в теплообмінниках типу "труба в трубі" або інших типів, нагрівання нативних розчинів у вакуум-випарниках тощо. До квазістаціонарних процесів теплообміну належить і розглянутий вище приклад теплообміну під час ферментації. Цей процес є стаціонарним тому, що розрахунок

ведуть за максимумом тепловиділень, умовно вважаючи, що таким процес є від початку і до кінця при постійній температурі біосинтезу. Схема стаціонарного процесу на прикладі використання одноходового однопотокового протитокowego холодильника-теплообмінника типу "труба в трубі":



Для знаходження потрібної площі охолодження використовують формулу:

$$F = \frac{Q}{K \Delta t_{\text{сер}}},$$

де F – площа теплообміну, м^2 ; Q – теплова потужність теплообміну процесу, Вт; K – коефіцієнт теплопередачі, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$; $\Delta t_{\text{сер}}$ – середня різниця температур, К.

Детальні методики розрахунку коефіцієнта K для різноманітних типів апаратів, теплоносіїв та матеріальних цільових субстанцій можна знайти у різноманітних посібниках та довідниках, наприклад, в [4–6]. Орієнтовні значення цього коефіцієнта подано в табл. 3.1.

Середню різницю температур знаходять з температурної схеми процесу як середню логарифмічну. Залежно від відхилень напряму потоків одержане значення множать на коефіцієнт поправлення, який розраховують, використовуючи емпіричні формули та номограми.

Таблиця 3.1

Орієнтовні значення коефіцієнтів теплопередачі K , Вт/(м²·К) [6]

Вид теплообміну	Для примусового руху	Для вільного руху
Від газу до газу	10–40	4–12
Від газу до рідини	10–60	6–20
Від пари, що конденсується, до газу	10–60	6–12
Від рідини до рідини: для води	800–1700*	140–340
для вуглеводнів, масел	120–270	30–60
Від водяної пари, що конденсується, до води	800–3500	300–1200
Від водяної пари, що конденсується, до органічних рідин	120–340	60–170
Від пари органічних рідин, що конденсується, до води	300–800	230–2500
Від водяної пари, що конденсується, до рідини, що кипить	–	300–2500

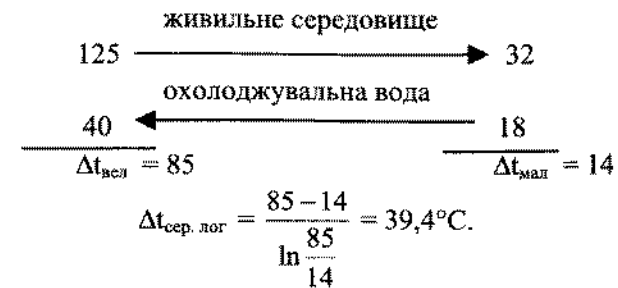
* Для гладких оболонок ферментерів $K = 300\text{--}600$ Вт/(м²·К).

Приклад 9. Обрати стандартний теплообмінник типу “труба в трубі” для охолодження стерильного живильного середовища від температури 125 °С до 32 °С. Об’єм ЖС – 40 м³, густина ЖС – 1050 кг/м³, теплоємність – 3,9 кДж/(кг·К). Час проведення процесу – 2 год. Охолоджувальний теплоносій – вода з вихідною температурою 18 °С.

Розв’язання

1. Маса ЖС = 40 · 1050 = 42000 кг;
витрата ЖС = 42000/(2 · 3600) = 5,83 кг/с.
2. Теплове навантаження на апарат $Q = 5,83 \cdot 3900(125 - 32) = 2114541$ Вт.
3. Прийmemo коефіцієнт теплопередачі $K = 1250$ Вт/(м²·К).
4. Кінцева температура охолоджувальної води повинна бути менше T_1 (менше 125 °С). Реально прийmemo 40 °С. Тоді витрата охолоджувальної води буде становити $2114541/[(4190(40 - 18))] = 22,94$ кг/с.

5. Температурна схема процесу



Для теплообмінників типу “труба в трубі” протитечійний рух практично не порушується, тому поправлень на знайдену різницю температур не вводимо.

Зауваження: масові потоки рідин намагаються брати однаковими, але за умови, що кінцева температура охолоджувальної води не буде перевищувати вихідної температури рідини, що охолоджується. В той самий час масове співвідношення потоків не повинно перевищувати від 1 до (6–10). Чим менше це співвідношення, тим менше різниця температур, тим більша поверхня теплообміну буде потрібною.

$$6. \text{ Потрібна площа теплообміну } F = \frac{2114541}{1250 \cdot 39,4} = 42,9 \text{ м}^2.$$

7. Згідно з нормалізованою номенклатурою теплообмінників типу “труба в трубі” [6] обираємо багатопотоковий теплообмінник, який має 12 паралельних потоків і 24 труби з довжиною 6 м і площу теплообміну 44 м².

3.2.2. Технологічні розрахунки під час нестационарного теплообміну

До нестационарних процесів теплообміну належать нагрівання та охолодження рідини, що знаходиться у ємності, що споряджена теплообмінним пристроєм (оболонкою, змієвиком, виносним теплообмінником на циркуляційному контурі). Приклади нестационарного теплообміну: охолодження середовища, приготованого і простерилізованого в періодичному режимі без-

посередньо у ферментері, охолодження готової культуральної рідини у ферментері, нагрівання рідин, що знаходяться у котлах гарячою водою або маслом тощо.

Розрахункові формули для процесів нагрівання

$$Q = KF\Delta t_{\text{сер.н}}\tau, \quad (3.31)$$

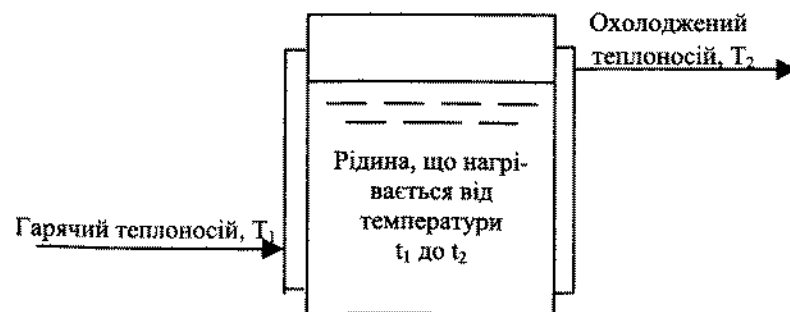
де Q – кількість тепла, що передається від гарячого теплоносія до рідини, що нагрівається, Дж; F – площа теплообміну; $\Delta t_{\text{сер.н}}$ – середня різниця температур для періодичного процесу нагрівання, °С; τ – час нагрівання, с.

$$\Delta t_{\text{сер.н}} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A}, \quad (3.32)$$

$$\text{де } A = \frac{T_1 - t}{T_2 - t},$$

тут t – температура рідини, що нагрівається, в будь-який момент часу; за повний час проведення процесу τ температура $t = t_2$.

Графічна схема процесу:



Під час проведення процесу T_2 постійно змінюється. Середня температура теплоносія на виході:

$$T_{2\text{сер}} = T_1 - \Delta t_{\text{сер.н}} \ln A. \quad (3.33)$$

Якщо як теплоносієм обрати пару, то температура пари і конденсату будуть однакові, тобто $T_1 = T_2$. У такому випадку $A = 1$ і розрахунок середньої температури нагрівання шукають як для стаціонарного теплообміну.

Рівняння теплового балансу процесу:

$$Q = G_{\text{хол}} c_{\text{хол}} (t_2 - t_1) = G_{\text{гар}} c_{\text{гар}} (T_1 - T_{2\text{сер}}), \quad (3.34)$$

де $G_{\text{хол}}$ та $G_{\text{гар}}$ – загальні маси відповідно рідини, що нагрівається, і теплоносія, кг; $c_{\text{хол}}$ та $c_{\text{гар}}$ – теплоємності відповідно рідини, що нагрівається, і теплоносія, Дж/(кг·К).

Приклад 10. У бродильному чані знаходиться 10 тонн живильного середовища, приготованого на воді, яке має температуру 20 °С ($c_{\text{хол}} = 3900$ Дж/(кг·К)). В оболонку чана подають гарячу воду з температурою 100 °С з метою нагрівання ЖС до 50 °С, яке переміщують під час процесу. Температура води на виході наприкінці процесу не повинна перевищувати 60 °С. Скільки часу потрібно для проведення процесу та визначити витрату гарячої води, якщо теплообмінний пристрій має площу теплообміну 5 м².

Розв'язання

1. Загальна кількість тепла, яке повинно передаватись ЖС:

$$Q = 10000 \cdot 3900(50 - 20) = 1,17 \cdot 10^9 \text{ Дж.}$$

2. Знаходимо величину A :

$$A = \frac{100 - 50}{60 - 50} = 5.$$

3. Знаходимо середню різницю температур:

$$\Delta t_{\text{сер.н}} = \frac{50 - 20}{\ln \frac{100 - 20}{100 - 50}} \cdot \frac{5 - 1}{5 \ln 5} = 31,74 \text{ °С.}$$

4. Прийmemo коефіцієнт теплопередачі 500 Вт/(м²·К). Знаходимо час нагрівання:

$$\tau = \frac{1,17 \cdot 10^9}{500 \cdot 5 \cdot 31,74} = 14745 \text{ с} = 4,1 \text{ год.}$$

5. Знаходимо середню температуру води на виході з оболонки:

$$T_{2 \text{ сер}} = 100 - 31,74 \ln 5 = 48,9 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$6. \text{ Загальна витрата гарячої води } G_{\text{гар}} = \frac{1,17 \cdot 10^9}{4190(100 - 48,9)} = 5465 \text{ кг.}$$

$$\text{Секундна витрата води повинна становити } G_{\text{гар}}/\tau = 5465/14745 = 0,37 \text{ кг/с} = 1,33 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Розрахункові формули для процесів охолодження

$$Q = KF \Delta t_{\text{сер.ох}} \tau \text{ Дж,} \quad (3.35)$$

де $\Delta t_{\text{сер.ох}}$ – середня різниця температур під час охолодження, $^\circ\text{C}$.

$$\Delta t_{\text{сер.ох}} = \frac{T_1 - T_2}{\ln \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A}, \quad (3.36)$$

$$\text{де } A = \frac{T - t_1}{T - t_2}.$$

Наприкінці процесу охолодження $T = T_2$.

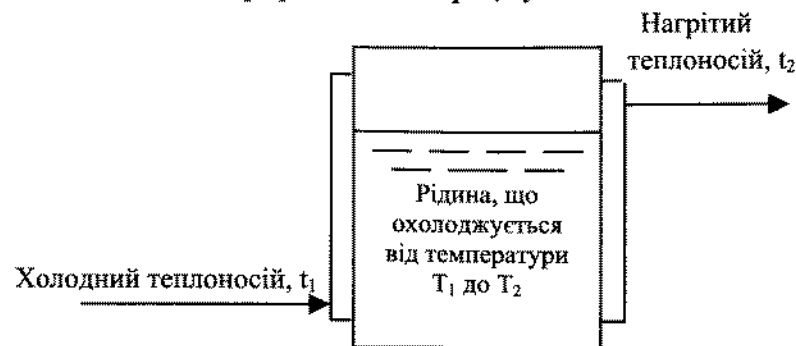
Середня температура холодоносія на виході з оболонки:

$$t_{2 \text{ сер}} = t_1 + \Delta t_{\text{сер.ох}} \ln A. \quad (3.37)$$

Рівняння теплового балансу:

$$Q = G_{\text{гар}} c_{\text{гар}} (T_1 - T_2) = G_{\text{хол}} c_{\text{хол}} (t_{2 \text{ сер}} - t_1). \quad (3.38)$$

Графічна схема процесу:



Приклад 11. Готову культуральну рідинку масою 16000 кг ($c_{\text{гар}} = 3900 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$) охолоджують від температури $35 \text{ }^\circ\text{C}$ до температури $10 \text{ }^\circ\text{C}$ розсоллом ($c_{\text{хол}} = 3600 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$), який має температуру мінус $10 \text{ }^\circ\text{C}$ і який сталим потоком подають в оболонку ферментера від холодильної машини. Площа теплообміну гладкої оболонки – 30 м^2 . Час проведення процесу – 2 години. Коефіцієнт теплопередачі – $500 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$. Підібрати холодильну машину.

Розв'язання

1. Тепло, яке віддає КР:

$$Q = 16000 \cdot 3900(35 - 10) = 1,56 \cdot 10^9 \text{ Дж.}$$

2. Знаходимо середню різницю температур охолодження з виразу:

$$1,56 \cdot 10^9 = 500 \cdot 30 \cdot \Delta t_{\text{сер.ох}} (2 \cdot 3600). \text{ Звідси } \Delta t_{\text{сер.ох}} = 14,44 \text{ }^\circ\text{C.}$$

3. Знаходимо температуру t_2 наприкінці процесу:

$$14,44 = \frac{35 - 10}{\ln \frac{35 - (-10)}{10 - (-10)}} \cdot \frac{A - 1}{A \ln A}, \text{ де } A = \frac{10 - (-10)}{10 - t_2}.$$

$$\text{Звідси } 10 + t_2 - 9,368 \ln \frac{20}{10 - t_2} = 0.$$

Після розв'язання цього трансцендентального рівняння методом підстановок одержуємо $t_2 = 6,6 \text{ }^\circ\text{C}$

4. Знаходимо $t_{2\text{сер}}$:

$$t_{2\text{сер}} = -10 + 14,44 \ln \frac{10 - (-10)}{10 - 6,6} = 15,58 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

5. Загальна витрата розсолу:

$$G_{\text{хол}} = \frac{1,56 \cdot 10^9}{3600(15,58 + 10)} = 16940 \text{ кг}.$$

6. Масовий потік розсолу $16940 / (2 \cdot 3600) = 2,35 \text{ кг/с}$.
Середня теплова потужність $1,56 \cdot 10^9 / (2 \cdot 3600) = 216667 \text{ Вт} = 216,7 \text{ кВт}$.

Вибір холодильної машини за середньою тепловою потужністю робити не можна, оскільки на початку охолодження, коли рідина є теплою, холодопродуктивність машини повинна бути більшою, ніж наприкінці процесу, коли рідина є вже холодною. Вибір потрібно робити за максимумом теплової потужності. Розрахуємо цю продуктивність на початку процесу протягом першої секунди.

7. З рівняння теплового балансу знаходимо середню температуру холодоносія:

$$16000 \cdot 3900(35 - T) = 2,35 \cdot 3600(t_{2\text{сер}} + 10),$$

$$\text{звідси } t_{2\text{сер}} = 7376(35 - T) - 10.$$

8. Знайдемо середню різницю температур охолодження:

$$7376(35 - T) - 10 = -10 + \Delta t_{\text{сер.ох}} \ln \frac{T + 10}{T - t_2},$$

$$\text{звідси } \Delta t_{\text{сер.ох}} = \frac{7376(35 - T)}{\ln \frac{T + 10}{T - t_2}}.$$

9. З виразів для Q та $\Delta t_{\text{сер.ох}}$ складемо два рівняння:

$$1. \quad 16000 \cdot 3900(35 - T) = 500 \cdot 30 \cdot \frac{7376(35 - T)}{\ln \frac{T + 10}{T - t_2}}.$$

$$2. \quad \frac{7376(35 - T)}{\ln \frac{T + 10}{T - t_2}} = \frac{35 - T}{\ln \frac{35 + 10}{T + 10}} \cdot \frac{\frac{T + 10}{T - t_2} - 1}{\ln \frac{T + 10}{T - t_2}}.$$

Після алгебраїчних перетворень одержуємо:

$$\frac{11,7 + 0,83T}{(T + 10) \ln \frac{45}{T + 10}} - 7376 = 0.$$

Звідси $T = 34,9945 \text{ } ^\circ\text{C}$, $t_2 = 30,7454 \text{ } ^\circ\text{C}$, отже, $\Delta t_{\text{сер.ох}} = 17,19 \text{ } ^\circ\text{C}$

10. Максимальне теплове навантаження становить $500 \cdot 30 \cdot 17,19 / 1000 = 257,9 \text{ кВт}$. З довідника [7] визначасмо, що для проведення цього процесу охолодження можна встановити аміачну холодильну машину МКТ220-7-2 з холодопродуктивністю 256 кВт, або фреонову МКТ220-2-0 з холодопродуктивністю 430 кВт або дві фреонові МКТ80-2-0, встановлені паралельно, з холодопродуктивністю $139 + 139 = 276 \text{ кВт}$.

Список літератури до глави 3

1. Гапонов К.П. Процессы и аппараты микробиологических производств. – М.: Легк. и пищ. пром-сть, 1981. – 240 с.
2. Кантере В.М., Мосичев М.С., Дорошенко М.И. и др. Основы проектирования предприятий микробиологической промышленности. – М.: ВО "Агропромиздат", 1990. – 304 с.
3. Федосеев К.Г. Процессы и аппараты биотехнологии в химико-фармацевтической промышленности. – М.: Медицина, 1969. – 199 с.
4. Павлов К.Ф., Романков, П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1969. – 624 с.
5. Михеев И.И. Основы теплопередачи. – М.: Энергия, 1973.
6. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / Под ред. Ю.И. Дытнерского. – М.: Химия, 1983. – 272 с.
7. Холодильные машины: Справочник. – М.: Легк. и пищ. пром-сть, 1982.