

ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ ХАРЧОВИХ ВИРОБНИЦТВ

Методичні вказівки до практичних занять для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти освітніх програм «Харчові технології» та «Експертиза харчових продуктів та продовольчої сировини» галузі знань 6 Інженерія, виробництво та будівництво спеціальності 613 Харчові технології денної та заочної форм навчання

УДК 664(075.8)

П 161

Голова вченої ради факультету митної справи,
матеріалів та технологій ЛНТУ _____ В. В. Ткачук

Затверджено вченою радою факультету митної справи, матеріалів та
технологій ЛНТУ, протокол № __ від _____ 2025 року

Електронна копія друкованого видання передана для внесення
в репозиторій ЛНТУ

Директор бібліотеки _____ Н. П. Поліщук

Рекомендовано до видання на засіданні кафедри харчових технологій та хімії
ЛНТУ, протокол № __ від _____ 2025 року

Завідувач кафедри ХТХ _____ І. М. Дударєв

Укладач:

_____ С. Г. Панасюк, кандидат технічних наук, доцент, доцент
кафедри харчових технологій та хімії ЛНТУ

Рецензент: _____ І. В. Тараймович, кандидат технічних наук,
доцент, доцент кафедри харчових технологій та хімії ЛНТУ

Відповідальний за випуск: _____ І. М. Дударєв, доктор технічних наук,
професор, завідувач кафедри харчових технологій та хімії ЛНТУ

П 161 Процеси і апарати харчових виробництв [Текст]: методичні
вказівки до практичних занять для здобувачів першого
(бакалаврського) рівня вищої освіти освітніх програм «Харчові
технології» та «Експертиза харчових продуктів та продовольчої
сировини» галузі знань G Інженерія, виробництво та будівництво
спеціальності G13 Харчові технології денної та заочної форм
навчання / уклад. С. Г. Панасюк. Луцьк : ЛНТУ, 2025. 92 с.

Методичне видання складене для надання методичної допомоги
здобувачам вищої освіти при виконанні практичних робіт і містить
теоретичні відомості та типові приклади вирішення завдань.

© С.Г. Панасюк, 2025

ПЕРЕДМОВА

Дисципліна «Процеси і апарати харчових виробництв» є однією з фундаментальних складових професійної підготовки фахівців у галузі харчових технологій. Її вивчення спрямоване на формування у студентів знань про основні технологічні процеси та принципи роботи обладнання, що використовується в харчовій промисловості.

Практичні заняття є важливою формою навчального процесу, адже дозволяють студентам поглибити теоретичні знання, набути навичок розрахунку і проєктування технологічних апаратів, а також навчитися застосовувати фізико-хімічні закономірності для обґрунтування технологічних рішень. Під час виконання практичних робіт особлива увага приділяється аналізу теплових, масообмінних і механічних процесів, а також моделюванню їх перебігу у типових апаратах харчових виробництв.

Матеріали, наведені у збірнику, укладено відповідно до робочої програми з дисципліни. Практичні роботи містять завдання розрахункового характеру, методичні рекомендації й типові приклади, що сприяють самостійному опрацюванню матеріалу. Під час укладання методичних вказівок до практичних робіт з дисципліни «Процеси і апарати харчових виробництв» були використані матеріали із навчально-методичної літератури та інших джерел інформації, які представлені у списку використаних джерел.

Практична робота №1
ВИЗНАЧЕННЯ ТЕХНІЧНИХ ВЛАСТИВОСТЕЙ СИРОВИНИ

Теоретичні відомості

Густина рідин, які містять сухі речовини (цукрового сиропу, фруктових соків, молока з цукром та ін..) при 20 °С:

$$\rho_{20} = 10[1,42B + (100 - B)], \text{ кг/м}^3 \quad (1.1)$$

де B – вміст сухих речовин, %

При температурі t , °С:

$$\rho_t = \rho_{20} - 0,5(t - 20).$$

Для бінарної суспензії, яка складається з води і твердої фази щільності ρ_c :

$$\rho_c = \frac{1}{\frac{x_m}{\rho_m} + \frac{(1 - x_m)}{\rho_e}}, \text{ кг/м}^3, \quad (1.2)$$

де x_m – масова частка твердої фази в суспензії;

ρ_m і ρ_e – густина твердої фази і води, кг/м³.

Або

$$\rho_c = \rho_m \cdot \varphi + \rho_p(1 - \varphi) \quad (1.3)$$

де φ – об'ємна частка твердої фази в суспензії.

Густина томат-продуктів визначається за формулою:

$$\rho = 1016,76 + 4,4 \cdot B - 0,53 \cdot t, \text{ кг/м}^3, \quad (1.4)$$

де B – вміст сухих речовин, %

t – температура продукту, °С.

Залежність між густинами рідин при різних температурах виражається формулою:

$$\rho_2 = \rho_1 \cdot [1 - \beta \cdot (t_2 - t_1)], \quad (1.5)$$

де ρ_1 і ρ_2 – густина рідини відповідно при температурах t_1 і t_2 , кг/м³;

β – коефіцієнт об'ємного розчинення рідини.

Масова концентрація суспензії x_c , %:

$$x_c = \frac{\rho_m \cdot (\rho_c - 1000) \cdot 100}{[\rho_c \cdot (\rho_m 1000)]}, \quad (1.6)$$

ρ_c і ρ_m – густина суспензії і твердої фази, кг/м³.

Густина суміші газів чи парів:

$$\rho_{\text{сум}} = y_1 \cdot \rho_1 + y_2 \cdot \rho_2 + \dots + y_n \cdot \rho_n, \quad (1.7)$$

де y_1, y_2, \dots, y_n – об'ємні частки компонентів газової чи парової суміші;

$\rho_1, \rho_2, \dots, \rho_n$ – густини відповідних компонентів.

Об'ємна маса вільно насипаного зернистого матеріалу, кг/м^3 :

$$\rho_M = \rho_m \cdot (1 - \varphi), \quad (1.8)$$

де ρ_m – густина твердих частинок, кг/м^3 ;

ε – коефіцієнт порозності; $\varepsilon=0,38 \dots 0,42$.

Динамічна в'язкість:

– для суспензії з об'ємним вмістом твердої фази $\varphi < 10\%$:

$$\mu = \mu_c \cdot (1 + 2,5 \cdot \varphi), \quad \text{Па} \cdot \text{с}, \quad (1.9)$$

де μ_c – в'язкість середовища, $\text{Па} \cdot \text{с}$.

– для суспензії з об'ємним вмістом твердої фази $\varphi > 10\%$:

$$\mu = \mu_c \cdot (1 + 4,5 \cdot \varphi), \quad \text{Па} \cdot \text{с},$$

– для соків, сиропів і згущеного молока при $t = 20^\circ\text{C}$:

$$\mu = 0,94 \cdot e^{(0,05+0,08 \cdot B)}, \quad \text{мПа} \cdot \text{с}, \quad (1.10)$$

де B – концентрація сухих речовин, %.

– для натурального молока при $t = 20^\circ\text{C}$:

$$\mu = 0,7 \cdot e^{(0,05+0,08 \cdot B)}, \quad \text{мПа} \cdot \text{с}, \quad (1.11)$$

де e – основа натурального логарифму.

при $t \neq 20^\circ\text{C}$:

$$\mu_t = 12,9 \cdot \frac{\mu}{t^{0,85}}, \quad \text{мПа} \cdot \text{с}.$$

– для розчинів сахарози при $15 < B < 65\%$ сухих речовин і при $t < 70^\circ\text{C}$:

$$\ln \mu = e^{(a \cdot B + b)} + c, \quad (1.12)$$

де a, b і c – коефіцієнти, які визначаються за формулами:

$$a = 8,405 \cdot 10^{-7} \cdot t^2 - 1,65 \cdot 10^{-4} \cdot t + 0,03617;$$

$$b = -1,0161 \cdot 10^{-5} \cdot t^2 + 1,098 \cdot 10^{-3} \cdot t + 0,48542;$$

$$c = 1,534 \cdot 10^{-4} \cdot t^2 - 0,03291 \cdot t - 0,48542.$$

– для рослинної олії:

$$\mu = \frac{0,175}{10^{(0,31+0,026t)}} \cdot \quad (1.13)$$

– томат-продуктів:

$$\mu = 0,0199 \cdot B^{2,94} \cdot t^{-1,17}, \quad (1.14)$$

де B – вміст сухих речовин в продукті, %;

t – температура продукту, $^{\circ}\text{C}$.

Теплоємність:

– рослинної сировини в водних напівпродуктах:

$$c = c_c \cdot (1 - 0,01 \cdot W) + 41,87 \cdot W, \quad (1.15)$$

де c_c – теплоємність сухих речовин, $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

W – вміст води в продуктах, %.

– зерна, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$:

$$c = 1550 + 26,4 \cdot W; \quad (1.16)$$

– томат-продуктів, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$:

$$c = 4228,7 - 20,9 \cdot B - 10,88 \cdot W. \quad (1.17)$$

– рідких продуктів цукрового виробництва, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$:

$$c = 4190 - 0,01 \cdot B \cdot [2510 - 7,54 \cdot t + 4,61 \cdot (100 - D_g)], \quad (1.18)$$

де D_g - доброякісність продукту, %.

– тіста, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$:

$$c = 1675 \cdot (1 + 0,015 \cdot W), \quad (1.19)$$

Теплопровідність:

– чистих рідин (вода, спирт, ...):

$$\lambda = 3,58 \cdot 10^{-8} \cdot c \cdot \rho \cdot \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}}, \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}, \quad (1.20)$$

де c – теплоємність рідини, $\frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$;

ρ – густина рідини, кг/м^3 ;

M – молекулярна маса рідини.

– бінарних сумішей рідин, $\text{Вт/(м} \cdot \text{К)}$:

$$\lambda = \lambda_2 + 1,59 \cdot x_1 \cdot (\lambda_1 - \lambda_2) \cdot (1 - 0,37 \cdot x_1), \quad (1.21)$$

λ_1, λ_2 – теплопровідність чистих компонентів 1-й і 2-ї суміші, в якій $\lambda_1 > \lambda_2$.

- розчинів сахарози при $0 < B < 65\%$ сухих речовин і при $0 < B < 80\%$:

$$\lambda = (1 - 5,479 \cdot 10^{-3} \cdot B) \cdot (0,5686 + 1,514 \cdot 10^{-3} \cdot t - 2,2 \cdot 10^{-6} \cdot t^2). \quad (1.22)$$

- томат-продуктів:

$$\lambda = (528 - 4,04 \cdot B + 2,05 \cdot t) \cdot 10^{-3}. \quad (1.23)$$

– фруктових соків, молока з цукром, сиропів та інших рідких середовищ, які містять сухі речовини при $t = 20$ °C:

$$\lambda_{20} = 0,593 - 0,025 \cdot B^{0,53}, \quad (1.24)$$

при температурі при t , °C :

$$\lambda_t = \lambda_{20} + 0,00068(t - 20). \quad (1.25)$$

Коефіцієнт молекулярної дифузії D_z газу А в газі В:

$$D_z = \frac{0,0435 \cdot T^{1,5}}{P \cdot (v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (1.26)$$

де T – температура середовища, К;

P – загальний тиск, Па;

v_A і v_B – мольні об'єми газів А і В, см³/моль;

M_A і M_B – молекулярні маси газів А і В.

Коефіцієнт дифузії газів чи парів в рідинах при 20 °C:

$$D_p = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(a \cdot M)^{0,5} \cdot T}{\mu_p \cdot \nu^{0,6}},$$

де a – дослідний коефіцієнт.

Поверхневий натяг рідини:

$$\sigma = \left(\frac{P_h \cdot \rho_p}{M} \right)^4, \quad (1.27)$$

P_h – стала, яка залежить від поверхневого натягу рідини.

Завдання для розрахунку.

1. Розрахувати динамічну в'язкість розчину сахарози при $V=65\%$ сухих речовин і $t=80^\circ\text{C}$.
2. Визначити теплоємність тіста з вмістом води в ньому $W=40$ мас. %
3. Розрахувати теплопровідність тоματοпродукту з вмістом сухих речовин $V=30$ мас. % при температурі $t=50^\circ\text{C}$.
4. Який поверхневий натяг етилового спирту концентрацією 95 мас. % при температурі 20°C , якщо густина його при цій температурі $\rho=804$ кг/м³
5. Розрахувати динамічну в'язкість натурального молока при вмісті сухих речовин у ньому $V=15$ мас. % і температурі 40°C .
6. Визначити теплопровідність водно-спиртового розчину концентрацією 65 мас. % при $t=80^\circ\text{C}$.
7. Визначити теплоємність яблучного соку, який містить 80% води, при температурі 30 і 50°C .
8. Визначити концентрацію сухих речовин цукрового розчину при 70°C , якщо теплоємність його $c=2992$ Дж/(кг·К) і доброякісність $D_6=90\%$.
9. Розрахувати концентрацію сухих речовин у сиропі при 20°C , якщо коефіцієнт теплопровідності його при 60°C $\lambda=0,392$ Вт/(м·К).

Практична робота №2

РОЗРАХУНОК МАШИН ДЛЯ ПОДРІБНЕННЯ ТВЕРДИХ МАТЕРІАЛІВ

Теоретичні відомості

Шокова дробарка. Основні параметри, які характеризують роботу: кут α між шоками (кут захвату), продуктивність, оптимальна щільність, потужність. Щоб матеріал на виштовхувався з дробарки тиском шік, необхідно дотримуватись умови: $\alpha \leq 15 \dots 22^\circ$.

Оптимальна кількість обертів приводного вала дробарки:

$$n \leq 665 \sqrt{\frac{\text{tg} \alpha}{S}}, \text{ об/хв} \quad (2.1)$$

де S – довжина ходу шоки, см.

Теоретична продуктивність при $\alpha=22^\circ$ ($\text{tg} \alpha=0,4$):

$$Q = 15 \mu d_{\text{сер}} S b n \rho, \text{ т/год}, \quad (2.2)$$

де μ – коефіцієнт розпушування подрібненого матеріалу ($\mu = 0,2 \dots 0,65$);
 $d_{\text{сер}}$ – середній діаметр кусків подрібненого матеріалу, м;
 b – довжина випускної щілини, м;
 n – кількість обертів приводного вала дробарки, об/хв;
 ρ – щільність подрібненого матеріалу, кг/м^3 .
 Середній діаметр кусків подрібненого матеріалу:

$$d = \frac{(l+S)+l}{2} = \frac{2l+S}{2}, \quad (2.3)$$

де l – мінімальна ширина випускної щілини.
 Потужність, яка затрачається на подрібнення в шоковій дробарці:

$$N = \frac{\sigma^2 n b (d_{\text{д.п.}}^2 - d_{\text{н.п.}}^2)}{2,34 \cdot 10^{11} E}, \text{ кВт} \quad (2.4)$$

де σ – межа міцності подрібненого матеріалу під час стискання, Н/м^2 ;
 $d_{\text{д.п.}}$ і $d_{\text{н.п.}}$ – діаметри шматків до та після подрібнення, см;
 E – модуль пружності матеріалу, Н/м^2 .

Вальцеві дробарки. Основні параметри, які характеризують роботу дробарок: кут захвату α , швидкість, діаметр вальців, продуктивність, потужність.

Мінімальний діаметр вальців визначається за формулою:

$$D_{\text{min}} = \frac{d-b}{1-\cos \varphi}, \quad (2.5)$$

де d – діаметр шматка матеріалу до подрібнення.
 Гранична частота обертання вальців:

$$n = 616 \sqrt{\frac{f}{\rho d_{\text{д.п.}} D}}, \text{ об/хв}, \quad (2.6)$$

де f – коефіцієнт тертя матеріалу об валець, $f=0,2$;
 ρ – щільність подрібненого матеріалу, кг/м^3 ;
 $d_{\text{д.п.}}$ – діаметри кусків до подрібнення, см;
 D – діаметр вальця, м.

Продуктивність вальцевої дробарки:

– об'ємна: $Q = 60\pi \cdot n \cdot D \cdot b \cdot L \cdot \varphi, \quad \text{м}^3/\text{год} \quad (2.7)$

де D, L – діаметр і довжина вальця,

b – проміжок між вальцями;
 n – частота обертання, об/хв.;
 φ – коефіцієнт, що враховує нерівномірність живлення вальців, $\varphi=0,5\dots0,7$.

$$\text{–масова:} \quad Q_m = 60\pi \cdot n \cdot D \cdot b \cdot L \cdot \varphi \cdot \rho, \text{ кг/год} \quad (2.8)$$

Потужність на валу дробарки:

$$N = 0,117D \cdot L \cdot n(120d_{\text{д.п.}} + D^2), \text{ кВт} \quad (2.9)$$

Кульові млини. Основні величини, що характеризують роботу: критична швидкість обертання барабана, розмір куль, продуктивність млина та його потужність.

Критична кількість обертів барабана кульового млина:

$$n_{\text{кр}} = \frac{42,4}{\sqrt{D}}, \text{ об/хв} \quad (2.10)$$

де D – діаметр барабана, м.

Звичайно кількість обертів приймають такою, що дорівнює 75% $n_{\text{кр}}$.

Розмір куль, що завантажують в барабан:

$$D_k = 6(\lg d_{\text{н.п.}})\sqrt{d_{\text{д.п.}}}, \text{ мм} \quad (2.11)$$

де $d_{\text{д.п.}}$ і $d_{\text{н.п.}}$ – діаметри шматків матеріалу до подрібнення та після подрібнення, мм.

Продуктивність млина:

$$Q = kV_{\text{с}}D^{0,6}, \text{ т/год} \quad (2.12)$$

де k – коефіцієнт пропорційності, які визначають по таблицях;

$V_{\text{с}}$ – об'єм барабана, м^3 .

Потужність, що затрачається на подрібнення в кульовому млині:

$$N = 6,1m_k\sqrt{D}, \text{ кВт} \quad (2.13)$$

де m_k – маса куль, т.

Молоткові дробарки застосовуються для подрібнення крихких продуктів (зерно, сіль, цукор тощо). Продукт у молоткових дробарках

подрібнюється ударами молотків по частинках матеріалу, ударами частинок об корпус дробарки і при терті частинок між собою та декою дробарки.

В дробарці первинне руйнування продукту відбувається при зустрічі частинки з молотками. Мінімальне значення колової швидкості молотків визначається за формулою:

$$v_{\min} = \frac{P \cdot \tau}{m}, \quad (2.14)$$

де P – середня миттєва сила опору руйнування частинки, Н;

τ – тривалість удару молотка по частинці, с;

m – маса частинки, кг.

Ротор молоткової дробарки обертається з великими коловими швидкостями, в результаті через нерівноваженість ротора виникають інерційні сили, які необхідно враховувати при конструюванні.

Квадрат радіуса інерції відносно центра ваги молотка визначимо із рівняння, що зв'язує його конструктивні розміри:

$$r^2 = l \cdot c, \quad (2.15)$$

де r – радіус інерції молотка відносно осі підвіски, м;

l – відстань від осі отвору молотка до його робочого кінця, м;

c – відстань між центром ваги молотка і віссю отвору його, м.

Приведемо розрахункову схему елементів молоткової дробарки (рис. 2.1).

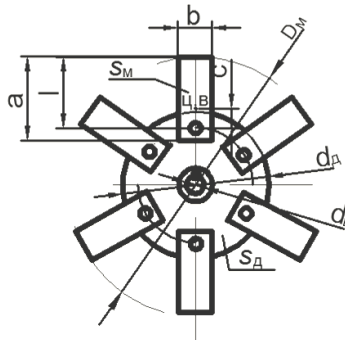


Рис. 2.1. Розрахункова схема елементів молоткової дробарки

Для прямокутного молотка з одним отвором квадрат радіуса інерції відносно центра ваги:

$$r^2 = \frac{a^2 + b^2}{12}, \quad (2.16)$$

і відносно осі підвіски:

$$r^2 = r_c^2 + c^2, \quad (2.7)$$

де a і b – довжина і ширина молотка, м. Розміри приймаються з конструктивних міркувань.

Припустивши, що точка прикладання удару розташована на кінці молотка, отримаємо:

$$l = c + 0,5a. \quad (2.18)$$

Відстань від осі підвіски молотка до центра ваги:

$$c = \frac{a^2 + b^2}{6a}. \quad (2.19)$$

Радіус найбільш віддаленої точки молотка від осі ротора складає:

$$R_m = R + l, \quad (2.20)$$

де R – відстань від осі підвіски молотка до осі ротора, м.

Кутову швидкість визначають за формулою:

$$\omega = \frac{v_{\min}}{R} \quad (2.21)$$

Маса молотка:

$$m_m = a \cdot b \cdot \delta \cdot \rho \quad (2.22)$$

Радіус кола розміщення центрів ваги молотків:

$$R_c = R + c \quad (2.23)$$

Відцентрова сила інерції молотка:

$$P_i = m_m \omega^2 R_c. \quad (2.24)$$

Діаметр осі підвіски молотка визначають з врахуванням допустимого напруження на згин $[\sigma]_{зг}$:

$$d = 1,36 \cdot \sqrt[3]{\frac{P_i \cdot s_M}{[\sigma]_{зг}}}. \quad (2.25)$$

Знайдене значення приймають відповідно до ряду нормальних лінійних розмірів.

Перемичка між отворами над віссю підвіски і зовнішнім краєм диска перевіряється на зминання і зріз:

$$\frac{P_i}{s_\delta \cdot d} \leq [\sigma]_{зм}; \quad \frac{0,5P_i}{s_\delta \cdot h_{min}} \leq [\sigma]_{зр},$$

де h_{min} – розмір перемички, м.

Товщина диска:
$$s_\delta = \frac{P_i}{s_M \cdot [\sigma]_{зм}}, \quad (2.26)$$

де $[\sigma]_{зм}$ – допустиме напруження матеріалу диска на зминання, для сталі $[\sigma]_{зм} = 65 \text{ МН/м}^2$.

Мінімальний розмір перемички:

$$h_{min} = \frac{0,5P_i}{s_\delta \cdot [\sigma]_{зр}}, \quad (2.27)$$

де $[\sigma]_{зр}$ – допустиме напруження матеріалу диска на зріз, для сталі $[\sigma]_{зр} = 60 \text{ МН/м}^2$.

Зовнішній радіус диска:
$$R_\delta = R + 0,5s + h_{min}. \quad (2.28)$$

Діаметр вала в небезпечному перерізі біля шківів:

$$d_g = 0,052 \cdot \sqrt[3]{\frac{N}{\omega}}, \quad (2.29)$$

де N – потужність, яка передається на вал ротора, кВт;

ω – кутова швидкість вала, рад/с.

Діаметр вала приймають, враховуючи послаблення вала шпонковим пазом.

Остаточний розмір вала:
$$d = 1,2^n \cdot d_g.$$

Максимальне колове напруження в диску на твірній центрального отвору:

$$\sigma_{i\max} = \rho \cdot \omega^2 \cdot (0,825R_\delta^2 + 0,175 \cdot r_0^2), \quad (2.30)$$

де ρ – густина матеріалу диску, кг/м^3 ;

R_δ – зовнішній радіус диска, м;

r_0 – радіус центрального отвору диска, м.

Колове напруження від сил інерції молотків на твірній центрального отвору:

$$\sigma_t = \frac{P_i \cdot R \cdot z}{\pi \cdot s_d \cdot (R^2 - r_e^2)}, \quad (2.31)$$

де P_i – відцентрова сила інерції молотка, Н;
 R – радіус кола розміщення центрів осей підвіски молотків, м;
 z – кількість отворів у диску під осі підвіски молотків;
 s_d – товщина диска, м.

Сумарне напруження на твірній:

$$\sigma = \sigma_{t \max} + \sigma_t \leq [\sigma]_{зр}.$$

де $\sigma_{t \max}$ – максимальне колове напруження в диску постійного перерізу на твірній центрального отвору, Н/м²;

σ_t – колове напруження на твірній центрального отвору, що враховує масу молотків, Н/м².

Мінімальний розмір шматка $d_{кр}$ пов'язаний з енергією на його подрібнення:

$$d_{кр} \geq \frac{2300\sigma_p}{\rho \cdot v^{1.5}}, \quad (2.32)$$

де σ_p – межа міцності матеріалу при розтягу, МПа;

ρ – густина матеріалу, кг/м³;

v – колова швидкість ротора, м/с;

$k = 0,8$ – коефіцієнт відновлення при непружному ударі.

Продуктивність молоткової дробарки:

$$Q = 35DL\rho, \quad (2.33)$$

або

$$Q = \frac{\varphi D^2 L n^2}{3600(i-1)}, \quad (2.34)$$

де D і L – діаметр та довжина ротора, м;

ρ – щільність подрібненого матеріалу, кг/м³;

φ – дослідний коефіцієнт, величина якого залежить від конструкції дробарки та твердості подрібненого матеріалу ($\varphi = 4,0 \dots 4,6$);

n – кількість обертів ротора, об/хв;

i – степінь подрібнення.

Потужність на валу молоткової дробарки:

$$N = (0,1 \dots 0,15)iQ, \text{ кВт} \quad (2.35)$$

або

$$N = 0,15D^2 Ln . \quad (2.36)$$

Таблиця 2.1 – Значення коефіцієнта пропорційності k

Розмір вихідного матеріалу, мм	Розмір подрібненого матеріалу, мм		
	0,2	0,15	0,075
25	1,31	0,95	0,41
19	1,57	1,09	0,51
12	1,91	1,25	0,58
6	2,40	1,50	0,66

Приклад розрахунку

Розрахувати основні параметри робочих органів молоткової дробарки і розробити схему поперечного ротора, якщо відомо: маса подрібнюваної частинки $m = 3 \cdot 10^{-5}$ кг, тривалість удару молотка по частинці $t = 10^{-5}$ с, сила опору частинки руйнування $P = 120$ Н, потужність, що передається $N = 1,0$ кВт.

Розрахунок. Приймаючи початкову швидкість руху частинки рівною нулю, визначаємо колову швидкість молотка:

$$v_{min} = \frac{P \cdot \tau}{m} = \frac{120 \cdot 10^{-5}}{3 \cdot 10^{-5}} = 40 \text{ м/с}$$

Конструктивно приймаємо розміри молотка:

довжина $a = 100$ мм, ширина $b = 40$ мм, товщина $\delta_m = 10$ мм.

Молотки з одним отвором.

Відстань від центра ваги молотка до осі отвору:

$$c = \frac{a^2 + b^2}{6a} = \frac{0,1^2 + 0,04^2}{6 \cdot 0,1} = 0,0193 \text{ м.}$$

Квадрат радіуса інерції молотка відносно його центра ваги:

$$r_c^2 = \frac{a^2 + b^2}{12} = \frac{0,1^2 + 0,04^2}{12} = 0,000965$$

і відносно його осі підвіски:

$$r^2 = r_c^2 + c^2 = 0,000965^2 + 0,0193^2 = 0,001339 \text{ м}^2.$$

Відстань від кінця молотка до осі його підвіски:

$$l = c + 0,5 a = 0,0193 + 0,5 \cdot 0,1 = 0,0693 \text{ м.}$$

Приймаємо відстань від осі підвіски молотка до осі ротора рівною $R = 0,09$ м, тобто більше відстані від кінця молотка до осі його підвіски.

Радіус найбільш віддаленої точки молотка від осі ротора складає:

$$R_M = R + l = 0,09 + 0,0693 = 0,1593 \text{ м.}$$

Кутова швидкість:

$$\omega = \frac{v_{min}}{R_M} = \frac{40}{0,1593} = 250 \text{ рад/с.}$$

Приймаємо з запасом $\omega = 260$ рад/с.

Маса молотка, виготовленого зі сталі густиною $\rho = 7850$ кг/м³:

$$m_m = a \cdot b \cdot \delta \cdot \rho = 0,1 \cdot 0,04 \cdot 0,01 \cdot 7850 = 0,314 \text{ кг.}$$

Радіус кола розміщення центрів ваги молотків:

$$R_c = R + c = 0,09 + 0,0193 = 0,11 \text{ м.}$$

Відцентрова сила інерції молотка:

$$P_i = m_m \cdot \omega^2 R_c = 0,314 \cdot 260^2 \cdot 0,11 = 2340 \text{ Н.}$$

Діаметр осі підвіски молотка при допустимому напруженні на згинання $[\sigma]_3 = 100 \text{ МН/м}^2$:

$$d = 1,36 \sqrt[3]{\frac{P_i \cdot \delta_M}{[\sigma]_3}} = 1,36 \sqrt[3]{\frac{2340 \cdot 0,01}{100 \cdot 10^6}} = 0,0084 \text{ м.}$$

Відповідно до ряду нормальних лінійних розмірів за стандартом приймаємо $d = 0,01 \text{ м}$.

Для диску зі сталі приймаємо допустиме напруження зминання $[\sigma]_{3M} = 65 \text{ МН/м}^2$ і при зрізі $[\sigma]_{3P} = 60 \text{ МН/м}^2$. Товщина диска:

$$\delta_d = \frac{P_i}{\delta_M \cdot [\sigma]_{3M}} = \frac{2340}{0,01 \cdot 65 \cdot 10^6} = 0,0036 \text{ м.}$$

Приймаємо $\delta_d = 0,005 \text{ м}$.

Мінімальний розмір перемички:

$$h_{min} = \frac{0,5 P_i}{\delta_d \cdot [\sigma]_{3P}} = \frac{0,5 \cdot 2340}{0,005 \cdot 60 \cdot 10^6} = 0,0039 \text{ м.}$$

Приймаємо $h_{min} = 0,005 \text{ м}$.

Зовнішній радіус диска:

$$R_d = R + 0,5\delta + h_{min} = 0,09 + 0,5 \cdot 0,005 + 0,005 = 0,0975 \text{ м.}$$

Приймаємо $R_d = 0,1 \text{ м}$.

Діаметр вала в небезпечному перерізі біля шківів:

$$d_B = 0,052 \cdot \sqrt[3]{\frac{N}{\omega}} = 0,052 \cdot \sqrt[3]{\frac{10}{260}} = 0,0176 \text{ м.}$$

Враховуючи послаблення вала шпонковим пазом приймаємо $d_B = 0,02 \text{ м}$.

Остаточоно приймаємо розмір вала:

$$d = 1,2^n \cdot d_B = 1,2^4 \cdot 0,02 = 0,0415 \text{ м.}$$

В результаті приймаємо $d = 0,045 \text{ м}$.

Викреслюємо схему установки молотків за отриманими розмірами.

Максимальне колове напруження в диску на твірній центрального отвору:

$$\sigma_t \max = \rho \cdot \omega^2 \cdot (0,825 \cdot R_d^2 + 0,175 \cdot r_0^2) = 7850 \cdot 260^2 \cdot (0,825 \cdot 0,1^2 + 0,175 \cdot 0,0225^2) = 45,7 \cdot 10^5 \text{ М.}$$

Колове напруження від сил інерції молотків на твірній центрального отвору:

$$\sigma_t = \frac{P_i \cdot R \cdot Z}{\pi \cdot \delta_d \cdot (R^2 - r_B^2)} = \frac{2340 \cdot 0,09 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,005 \cdot (0,09^2 - 0,0225^2)} = 274 \cdot 10^5 \text{ Н/м}^2,$$

Сумарне напруження на твірній:

$$\sigma = \sigma_{t \max} + \sigma_t = 45,7 \cdot 10^5 + 274 \cdot 10^5 = 320 \cdot 10^5 \text{ Н/м}^2.$$

Воно знаходиться в допустимих межах:

$$\sigma \leq [\sigma]_{3p}; 320 \cdot 10^5 \leq 600 \cdot 10^5.$$

Подрібнення шматків матеріалу в молоткових дробарках буде відбуватися лише при визначеній мінімальній кількості енергії на їх руйнування. Тому існує зв'язок між мінімальним розміром шматка $d_{кр}$ і енергією на його подрібнення:

$$d_{кр} \geq \frac{2300\sigma_p}{\rho \cdot v^{1,5}}, \text{ м}$$

де σ_p – межа міцності матеріалу при розтягу, МПа;

ρ – густина матеріалу, кг/м³;

$v = \frac{v_{min}}{k}$ – колова швидкість ротора, м/с;

$k = 0,8$ – коефіцієнт відновлення при непружному ударі.

Контрольне завдання

Визначити основні параметри молоткової дробарки та викреслити схему ротора.

Вихідні дані: маса частинки до подрібнення m , кг, тривалість удару τ , с, середня миттєва сила опору руйнування частинки P , Н; довжина молотка a , м, ширина молотка b , м, кількість молотків z , потужність N , кВт.

Таблиця 2.1 – Вихідні дані для розрахунку

Передос- тання цифра шифру	Задані величини			Остання цифра шифру	Задані величини			
	$m \cdot 10^{-3}$, кг	$\tau \cdot 10^{-3}$, с	P , Н		a , м,	b , м,	z , шт	N , кВт
1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	2,5	1,0	200	0	0,150	0,070	4	9,5
1	3,0	1,2	190	1	0,120	0,065	6	7,5
2	3,5	0,9	150	2	0,130	0,070	8	10,5
3	4,1	0,7	180	3	0,110	0,060	4	11,0
1	2	3	4	5	6	7	8	9
4	3,8	1,0	240	4	0,100	0,060	6	11,8
5	4,7	0,8	160	5	0,125	0,065	6	12,0
6	5,4	1,1	270	6	0,115	0,055	8	10,0
7	4,5	0,6	250	7	0,135	0,070	8	12,5
8	4,0	0,7	220	8	0,140	0,070	4	9,0
9	2,8	1,0	300	9	0,120	0,065	6	10,7

При розрахунку визначити: мінімальне значення колової швидкості молотків v_{min} , відцентрову силу інерції молотка P_t , товщину диска s_d , мінімальний розмір перемички h_{min} , діаметр вала в небезпечному перерізі d_e , максимальне колове напруження в диску $\sigma_{t max}$, колове напруження від сил інерції молотків σ_t , сумарне напруження на твірній σ , продуктивність молоткової дробарки.

Практична робота №3
**РОЗРАХУНОК АПАРАТІВ ДЛЯ ПЕРЕМІШУВАННЯ
РІДКИХ ХАРЧОВИХ ПРОДУКТІВ**

Теоретичні відомості

Перемішуванням називається процес взаємного переміщення частинок однієї речовини в іншій з метою їх рівномірного розподілу за всім об'ємом, який перемішується.

Машини, які застосовуються для проведення процесу перемішування, називаються мішалками. Процес перемішування залежить від форми і розмірів апарата мішалки, швидкості її обертання, а також від фізико-механічних властивостей рідин.

Найчастіше в харчових виробництвах для перемішування продуктів використовують механічні мішалки, які можуть бути розділені на три основні групи: лопатеві, пропелерні і турбінні. Залежно від характеру створеного ними потоку механічні мішалки є з тангенціальним, радіальним, осьовим і змішаним потоком рідини.

Найпоширенішими є лопатеві мішалки з лопатями прямокутного січення, що розташовані перпендикулярно або під деяким кутом до осі обертання. Схема дволопатевої мішалки представлена на рис 3.1.

Основні розміри лопатевих мішалок залежать від в'язкості рідини, яка перемішується, і для перемішування рідин з коефіцієнтом динамічної в'язкості μ у випадку встановлення однієї мішалки на валу рекомендовано такі співвідношення розмірів:

$$\frac{d}{D} = 0,66 \div 0,9; \quad \frac{h}{D} = 0,1 \div 0,2; \quad \frac{y}{D} = 0,1 \div 0,3; \quad \frac{H}{D} = 0,8 \div 1,3,$$

де d – діаметр мішалки, м;

D – діаметр посудини мішалки, м;

h – висота лопаті мішалки, м;

y – відстань від лопаті до дна посудини, м;

H – висота посудини, м.

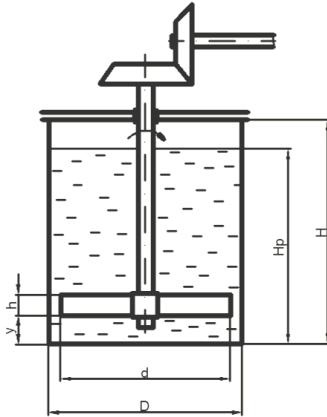


Рис. 3.1. Схема дволопатевої мішалки

Розрахункова потужність (Вт), споживана мішалкою при сталому режимі:

$$N_p = Eu \cdot \rho \cdot n^3 \cdot d^5, \quad (3.1)$$

де Eu – критерій Ейлера;

ρ – густина продукту, що перемішується, кг/м^3 ;

n – частота обертання валу мішалки, об/с ;

d – зовнішній діаметр мішалки, м.

Критерій потужності K_N для мішалок визначають залежно від числа Рейнольдса, яке розраховують за виразом:

$$Re = \frac{\rho \cdot n \cdot d^2}{\mu}, \quad (3.2)$$

де μ — динамічний коефіцієнт в'язкості середовища, яке перемішується, $\text{Па}\cdot\text{с}$.

Критерій потужності можна визначити з рівняння, що описує затрату потужності безпосередньо на перемішування компонентів у рідкому середовищі, яке у загальному вигляді записується:

$$K_N = C \cdot Re^a \cdot Fr^b \cdot \Gamma_D^{c_1} \cdot \Gamma_H^{c_2} \cdot \Gamma_h^{c_3} \cdot \Gamma_b^{c_4} \cdot z_1 \cdot z_2, \quad (3.3)$$

де Fr – критерій Фруда, який враховується в ємностях без перегородок у швидкісних мішалках при утворенні воронки,

$$Fr = \frac{n^2 \cdot d}{g};$$

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

$$\Gamma_D^{c_1} = \frac{D}{d}; \Gamma_H^{c_2} = \frac{H}{d}; \Gamma_h^{c_3} = \frac{h}{d}; \Gamma_b^{c_4} = \frac{b}{d} - \text{симплекси геометричної подібності};$$

D – діаметр ємності, м;

z_1 – кількість лопатей в мішалці;

z_2 – кількість перегородок в ємності;

C, a, b, c - коефіцієнти, що визначаються дослідним шляхом.

Для різних конструкцій мішалок критерій потужності K_N визначається рівняннями:

для дволопатевої мішалки при значенні критерію Рейнольдса $Re = 10^4 \dots 10^7$:

$$K_N = 2,21 \cdot Re^{0,86} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{1,1} \cdot \left(\frac{h}{d}\right)^{0,3} \cdot \left(\frac{H_p}{d}\right)^{0,6}, \quad (3.4)$$

для чотирьохлопатевої мішалки з горизонтальними лопатями при значенні критерію Рейнольдса $Re > 4 \cdot 10^4$:

В посудині без перегородок:

при русі рідини вниз ємності:

$$K_N = 1,09 \cdot Re^{0,91} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,31} \quad (3.5)$$

при русі рідини знизу догори ємності:

$$K_N = 1,58 \cdot Re^{0,88} \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,26} \quad (3.6)$$

В посудині з перегородками:

при русі вниз:

$$K_N = 0,541 \cdot Re \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,55} \quad (3.7)$$

при русі рідини догори:

$$K_N = 0,79 \cdot Re \cdot \left(\frac{D}{d}\right)^{0,5}; \quad (3.9)$$

Для рамних та якірних мішалок при значенні критерію Рейнольдса $Re = 10^2 \dots 3 \cdot 10^5$:

$$K_N = C \cdot Re^{0,77} \cdot \left(\frac{h}{d}\right), \quad (3.10)$$

де $C = 7,9$ – для мішалки без горизонтальних лопатей;

$C = 10,3$ - з однією горизонтальною лопаттю;

$C = 12,0$ - з двома лопатями.

Для пропелерної мішалки, розташованої в посудині без перегородок при значенні критерію Рейнольдса $Re = 10^2 \cdot 10^4$:

$$K_N = 0,56 \cdot Re^{0,81} \left(\frac{D}{d} \right)^{0,98} \quad (3.11)$$

при значенні критерію Рейнольдса $Re > 10^4$:

$$K_N = 0,146 \cdot Re^{0,96} \cdot Fr^b \cdot \left(\frac{D}{d} \right)^{0,91} \cdot \left(\frac{t}{d} \right)^{1,22}, \quad (3.12)$$

де t – крок гвинта;

Коефіцієнт b визначається за формулою:

$$b = \frac{x - \lg Re}{18}, \quad (3.13)$$

Значення x вибирають залежно від відношення $\frac{D}{d}$:

$\frac{D}{d}$	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0
x	2,8	2,5	2,1	1,5	0,7

В посудині з перегородками при значенні критерію Рейнольдса $Re > 4 \cdot 10^4$:

$$K_N = 0,146 \cdot Re \cdot \left(\frac{b}{d} \right)^{0,3} \cdot \left(\frac{t}{d} \right)^{1,7} \cdot z_2^{0,43} \quad (3.14)$$

де z_2 – кількість перегородок;

b – ширина перегородок.

Для турбінної мішалки з плоскими лопатями, розташованої в посудині без перегородок при значенні критерію Рейнольдса $Re > 4 \cdot 10^4$:

$$K_N = 3,58 \cdot Re^{0,96} Fr^b \cdot \left(\frac{b}{d} \right)^{1,5} \cdot z_1^{0,8} \quad (3.15)$$

де z_1 – кількість лопатей.

Коефіцієнт b визначається за формулою:

$$b = \frac{1 - \lg Re}{40}, \quad (3.16)$$

В посудині з перегородками:

$$K_N = C \cdot Re \cdot \left(\frac{l}{d} \right)^{1,5} \cdot \left(\frac{b}{d} \right)^{0,3} \cdot z_1^{0,8} \cdot z_2^{0,43} \quad (3.17)$$

де l – довжина лопаті;

Коефіцієнт C приймають для мішалки з плоскими лопатями $C = 9,4$; із зігнутими лопатями $C = 7,27$.

Приклад розрахунку

Вихідні дані: У змішувачі діаметром $D_{зм}=1,2$ м перемішується суспензія на основі води температурою $t=30$ °С з об'ємним вмістом $X=8$ % твердих частинок діаметром $d_q=80$ мкм, густиною $\rho_q=2100$ кг/м³. Частота обертання $n_m=180$ об/хв= $180/60=3$ об/с.

1. Фізичні параметри середовища (суспензії):

густина:

$$\rho_c = \rho_q \cdot X + \rho_v \cdot (1 - X) = 2100 \cdot 0,08 + 996 \cdot (1 - 0,08) = 1084,3 \text{ кг/м}^3.$$

де $\rho_v = 996$ кг/м³ [табл. 3.2] – густина води при $t = 30^\circ\text{C}$;

динамічна в'язкість:

$$\mu_c = \mu_v \cdot (1 + 2,5X) = 804 \cdot 10^{-6} (1 + 2,5 \cdot 0,08) = 965 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с},$$

де $\mu_v = 804 \cdot 10^{-6}$ Па·с – коефіцієнт динамічної в'язкості води при $t = 30^\circ\text{C}$ [табл. 3.2].

2. Геометричні параметри мішалок (рис.3.3, а, б)

Лопатева мішалка з двома лопатями і перегородками

$d_m = 0,8D_{зм} = 0,8 \cdot 1,2 = 0,96$ м – діаметр мішалки;

$H = D_{зм} = 1,2$ м – висота суспензії в апараті;

$b = 0,16d_m = 0,16 \cdot 0,96 = 0,154$ м – ширина лопаті;

$b_{пм} = 0,1d_m = 0,1 \cdot 0,96 = 0,096$ м – ширина перегородки.

Отже параметри лопатевої мішалки: $D_m = 400$ мм; $b = 154$ мм; $b_{пм}=96$ мм.

За табл. 3.1 вибрана лопатева мішалка з чотирма перегородками і геометричні характеристики цієї мішалки.

Турбінна мішалка

$d_m = \frac{D_{зм}}{3} = \frac{1,2}{3} = 0,4$ м – діаметр мішалки;

$H = D_{зм} = 1,2$ м – висота суспензії в апараті/

Вибираємо закриту турбінну мішалку з шістьма лопатками без перегородок (рис.3.3, б), для якої модифікований критерій Рейнольда:

1. Лопатева мішалка

$$\text{Re} = \frac{\rho_c \cdot n_m \cdot d_m^2}{\mu_c} = \frac{1084,3 \cdot 3 \cdot 0,96^2}{965 \cdot 10^{-6}} = 3,1 \cdot 10^6 > 500$$

2. Турбіна мішалка

$$Re = \frac{\rho_c \cdot n_m \cdot d_m^2}{\mu_c} = \frac{1084,3 \cdot 3 \cdot 0,4^2}{965 \cdot 10^{-6}} = 0,9 \cdot 10^6 > 500$$

3. Модифікований критерій Ейлера (рис. 3.2):

$Eu = 0,32$ – для лопатевої мішалки; $Eu = 1,3$ – для турбінної мішалки.

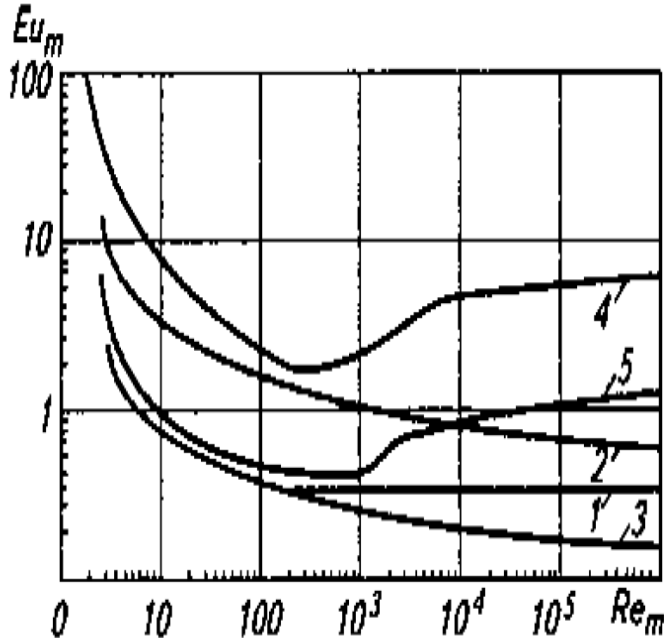


Рис.3.2. Графічні залежності $Eu=f(Re)$: 1 – дволопатевої; 2 – пропелерної без перегородок; 3 – пропелерної з чотирма перегородками; 4 – чотирьохлопатевої; 5– турбінної

4. Потужність перемішування

Лопатева мішалка

$$N_p = Eu \cdot \rho_c \cdot n^3 \cdot d_m^5 = 0,32 \cdot 1084,3 \cdot 3^3 \cdot 0,96^5 = 7639 \text{ Вт} = 7,7 \text{ кВт}$$

Турбінна мішалка:

$$N_p = Eu \cdot \rho_c \cdot n^3 \cdot d_m^5 = 1,3 \cdot 1084,3 \cdot 3^3 \cdot 0,4^5 = 390 \text{ Вт} = 0,4 \text{ кВт}$$

Отже, потужність перемішування турбінною мішалкою менша, а тому її використання ефективніше.

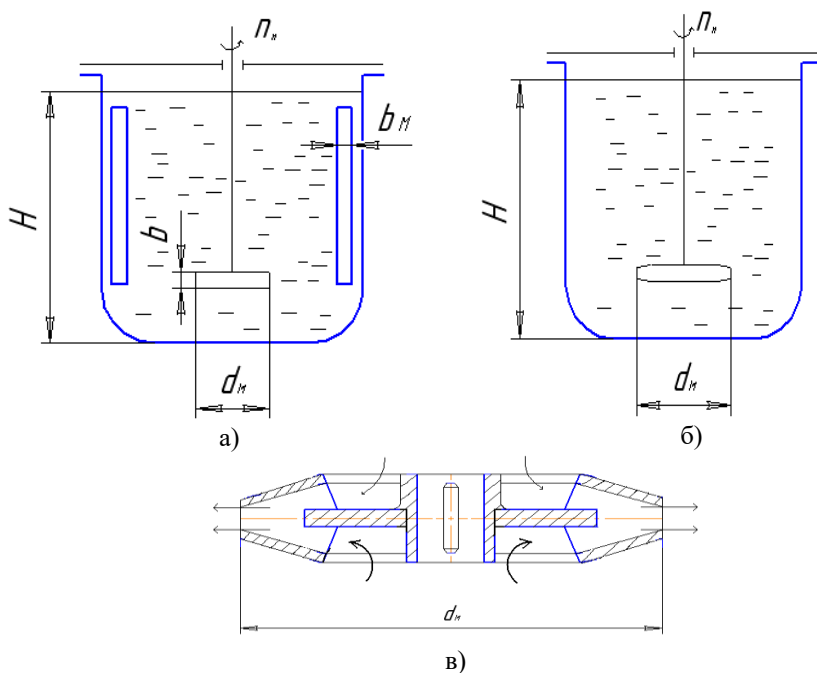


Рис. 3.3. Схеми мішалок: змішувача з лопатевою мішалкою і перегородками: а) лопатева з перегородками; б) турбінна; в) турбінка мішалки

Таблиця 3.2 – Фізичні властивості води при температурі кипіння

Температура, t °C	Тиск, P, 9,8 10 ³	Густина ρ, кг/м ³	Динамічна в'язкість, μ, ×10 ⁻⁶ Па с
0	1	999,8	1790
10	1	999,6	1300
20	1	998,2	1000
30	1	995,6	804
40	1	992,2	650
50	1	988,0	550
60	1	983,2	470
70	1	977,7	410
80	1	971,8	360
90	1	965,3	310
100	1,03	958,3	280
110	1,46	951,0	250
120	2,02	943,1	230

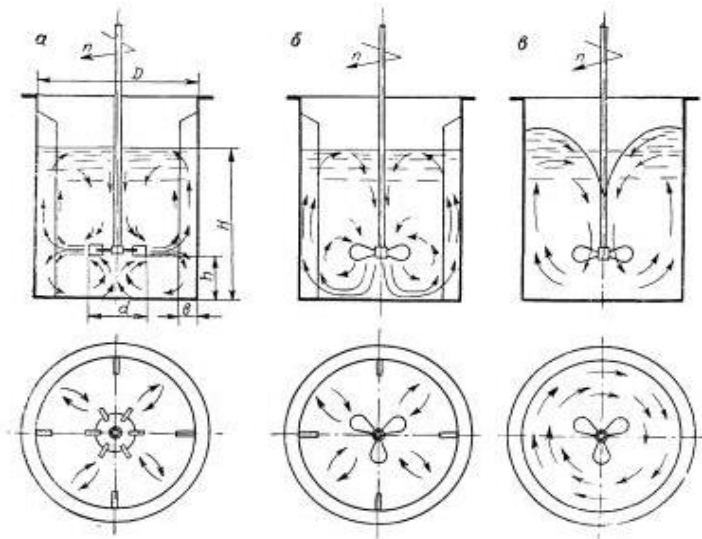


Рис. 3.4. Приклади схем мішалок:
 а – турбінна з перегородками; б – пропелерна з перегородками; в – пропелерна без перегородок

Контрольне завдання

1. У змішувачі діаметром $D_{зм}$, (м) перемішується суспензія на основі води температурою t , ($^{\circ}\text{C}$) з об'ємним вмістом X , (%) твердих частинок діаметром d_c , (мкм) густиною ρ_c , ($\text{кг}/\text{м}^3$). Частота обертання n_m , об/с. Дані на розрахунок приведені в табл. 3.1.

2. Проаналізувати ефективність використання для перемішування лопатевої мішалки з перегородками і турбінної мішалки. Зобразити схеми конструкцій мішалок та їх робочих органів.

Таблиця 3.1 – Вихідні дані для розрахунку

Передостання цифра шифру	Тип мішалки	D, мм	n_m , об/хв	Тип мішалки	Остання цифра шифру	ρ_c , $\text{кг}/\text{м}^3$	X, %	t , $^{\circ}\text{C}$
1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	Дволопатева	1200	160	Пропелерна з перегородками	0	1950	12	20
1	Дволопатева	1800	170	Турбінна	1	2045	10	25

Продовження таблиці 3.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
2	Чотирьохлопатева	1400	180	Пропелерна без перегородок	2	1150	8	30
3	Чотирьохлопатева	1500	190	Турбінна	3	1830	7	35
4	Пропелерна без перегородок	1250	200	Турбінна	4	1780	13	40
5	Пропелерна з перегородками	1000	210	Турбінна	5	2290	14	45
6	Пропелерна з перегородками	2000	220	Чотирьохлопатева	6	2320	9	50
7	Дволопатева	1600	230	Пропелерна без перегородок	7	2650	11	55
8	Дволопатева	1700	240	Чотирьохлопатева	8	2100	15	60
9	Турбінна	1900	250	Дволопатева	9	2460	14	65

При розрахунку співвідношення розмірів мішалок вибрати з довідкових таблиць.

Практична робота №4 РОЗРАХУНОК ФІЛЬТРАЦІЙНИХ АПАРАТІВ

Теоретичні відомості

Фільтрування – процес розділення неоднорідних систем за допомогою пористої перегородки, яка здатна пропускати рідину або газ, але затримувати зважені в середовищі тверді частинки. Процес здійснюється під дією сил тиску чи відцентрових сил і застосовується для більш тонкого розділення суспензій і пилу.

Апарати, призначені для проведення процесу фільтрування дисперсних систем називаються фільтрами. Із фільтрів безперервної дії найбільш поширеними є барабанні, дискові та стрічкові вакуум-фільтри. Барабанний вакуум-фільтр складається з пустотілого барабана з отворами на боковій поверхні, який покритий металічною сіткою і фільтрувальною тканиною та корита, заповненого суспензією. Барабан розділений радіальними перегородками на окремі зони: фільтрування, промивання осаду, зневоднення осаду, просушування та очищення тканини (рис. 4.1).

Масу твердої фази G_m , кг/с, яка потрапляє разом з суспензією в апарат, визначають за формулою:

$$G_T = (G_c \cdot x_1)/100 , \quad (4.1)$$

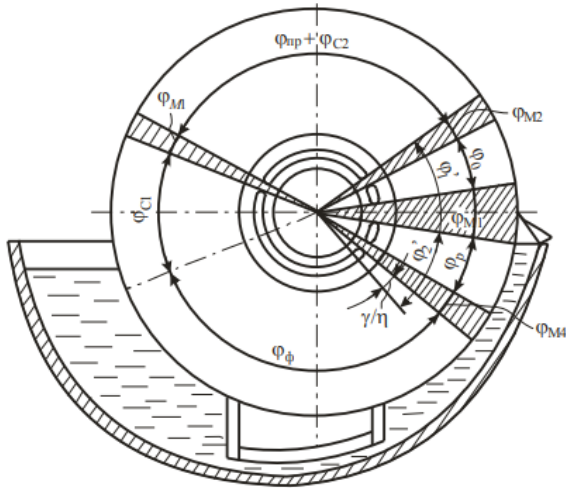


Рис. 4.1. Схема розподілу зон на поверхні барабана вакуум-фільтра

де x_l – вміст твердої фази у суспензії, мас. %.

Маса отриманого осаду G_{oc} , кг/с розраховують за формулою:

$$G_{oc} = \frac{GT}{1-w'} , \quad (4.2)$$

де w' – вміст фільтрату в осаді, $w' = w/100$.

Маса отриманого фільтрату G_ϕ , кг/с:

$$G_\phi = G_c - G_{oc} . \quad (4.3)$$

Об'єм фільтрату, m^3/c

$$V_\phi = \frac{G_\phi}{\rho_\phi} \quad (4.4)$$

де ρ_ϕ – густина фільтрату, $кг/м^3$.

Швидкість фільтрування:

$$\varpi = \frac{V}{F \cdot \tau} . \quad (4.5)$$

Для нестискуваних осадів:

$$\varpi = \frac{\Delta p}{\mu_{\phi}(R_{oc} + R_{nep})}, \quad (4.6)$$

де Δp – перепад тисків на фільтрі, Па;

μ_{ϕ} – динамічна в'язкість фільтрату, Па·с;

R_{oc}, R_{np} – опір осаду і фільтрувальної перегородки, 1/м.

Для стискуваних осадів швидкість фільтрування:

$$\varpi = \frac{\Delta p \left(1 - \frac{\Delta p}{G}\right)}{\sigma_{oc} \mu h_{oc} + R_{np} \left(1 - \frac{\Delta p}{G}\right)}, \quad (4.7)$$

де G – модуль стискання осаду, Па;

$\frac{\Delta p}{G}$ – величина деформації осаду;

σ_{oc} – структурний опір нормального осаду, тобто осаду, отриманого під тиском 1 м стовпа рідини, 1/м²;

$\sigma_{oc} \mu = r_{oc}$ – питомий опір осаду, 1/м².

Гідралічний опір Δp (в Па) при русі фільтрату через нестискувані осад:

$$\Delta p = \frac{180 \mu_{\phi} \varpi h_{oc} (1 - \varepsilon)^2}{\varphi^2 d_q^2 \varepsilon^3} \quad (4.8)$$

де ω – швидкість фільтрату, визначена як відношення до повного січення, що заповнене осадом, м/с;

ε – порозність осаду;

d_q – еквівалентний діаметр частинок.

Питомий опір r_{oc} (в м⁻²) нестискуваних осадів:

$$r_{oc} = \frac{180(1 - \varepsilon)^2}{\varphi^2 d_q^2 \varepsilon^3}. \quad (4.9)$$

Опір R_{oc} (в м⁻¹) нестискуваних осадів:

$$R_{oc} = h_{oc} r_{oc} = x_{oc} \nu r_{oc}, \quad (4.10)$$

де x_{oc} – об'єм осаду, який припадає на 1 м³ отриманого фільтрату, м³/м³;

$\nu = V/F$ – питома продуктивність фільтра, м³/м²

$$x_{oc} = \frac{G_{oc}}{\rho_{oc} \cdot V_{\phi}}. \quad (4.11)$$

Густина осаду, ρ_{oc} , кг/м³ визначається за формулою:

$$\rho_{oc} = \frac{100\rho_m\rho_{\phi}}{100\rho_{\phi} + (\rho_m - \rho_{\phi})w}, \quad (4.12)$$

Тривалість фільтрування τ_{ϕ} (в с) при $\Delta p = \text{const}$:

$$\tau_{\phi} = \frac{\mu_{oc} r_{oc} x_{oc} v^2}{2\Delta p} + \frac{\mu_{\phi} R_{np} v}{\Delta p}. \quad (4.13)$$

Питома продуктивність фільтра:

$$v = \sqrt{\left(\frac{R_{np}}{r_{oc} x_{oc}}\right)^2 + \frac{2\Delta p \tau}{\mu r_{oc} x_{oc}}} - \frac{R_{np}}{r_{oc} x_{oc}}. \quad (4.14)$$

Швидкість промивання осаду ω_{np} (в м/с):

$$\omega_{np} = \frac{\Delta p}{\mu_{np} (r_{np} x_{oc} v + R_{nep})}, \quad (4.15)$$

де Δp_{np} – перепад тисків на фільтрі при промиванні, Па;

μ_{np} – динамічна в'язкість промивних вод, Па·с;

r_{np} – питомий опір осаду при промиванні, м⁻², визначаємо за формулою:

$$r_{np} = \frac{\mu_{np} r_{oc}}{\mu_{\phi}}. \quad (4.16)$$

Тривалість промивання (в с):

$$\tau_{np} = K \frac{W \cdot \rho_{oc} \cdot r_{oc} \cdot x_{\phi} \cdot \mu_{np}}{\Delta p} \cdot \frac{h_{oc}}{x_{oc}} \cdot \left(h_{oc} + x_0 \cdot \frac{R_{np}}{r_{oc} \cdot x_{\phi}} \right), \quad (4.17)$$

де W – витрата води на 1 м³ осаду, м³/м³;

x_{ϕ} – маса твердої фази, що відкладається на фільтрі, при проходженні одиниці об'єму фільтрату, кг/м³

$$x_{\phi} = \frac{G_m \cdot \rho_p \cdot (1 - \omega_{oc})}{1 - (\omega + x_1)}, \quad (4.18)$$

де ω_{oc} – вологість осаду, мас. частки

Питома продуктивність фільтра за один цикл, m^3/m^2 :

$$v' = \frac{h_{oc}}{x_{oc}}. \quad (4.19)$$

Тривалість циклу фільтрування (в с) для фільтрів періодичної дії:

$$T = \tau_{\phi} + \tau_{пр} + \tau_{в}, \quad (4.20)$$

де τ_{ϕ} , $\tau_{пр}$, $\tau_{в}$ – відповідно тривалість фільтрування, промивання осаду і допоміжних операцій.

Для неперервно діючого барабанного вакуум-фільтра:

$$T = \frac{(\tau_{\phi} + \tau_{пр}) \cdot m}{m_{\phi} + m_{пр}}, \quad (4.21)$$

де m , m_{ϕ} , $m_{пр}$ – відповідно загальна кількість секцій, кількість секцій в зоні фільтрування і в зоні промивання.

Тривалість циклу фільтрування τ_{ϕ} , с визначається за формулою:

$$\tau_{\phi} = \left(\frac{\mu_{\phi} r_{oc} x_{oc} v^2}{2\Delta P} \right) + \left(\frac{\mu_{\phi} R_{пр} v}{\Delta P} \right), \quad (4.22)$$

де $R_{пр}$ – опір фільтрувальної перегородки, м

Загальну кількість секцій в барабані приймають $m=18$, в зоні фільтрування $m_{\phi} = 6$ та в зоні промивання $m_{пр} = 3$.

Необхідна площа фільтрування F (в m^2):

$$F = \frac{V \cdot T}{v}, \quad (4.23)$$

де V – об'єм фільтрату, m^3/c .

Степінь занурення барабана вакуум-фільтра в суспензію:

$$\varphi = \frac{\tau_{\phi}}{T}. \quad (4.24)$$

Частота обертання барабана n (в об/хв):

$$n = 60/T. \quad (4.25)$$

Приклад розрахунку

Вихідні дані: витрата суспензії $G_c=1,20$ кг/с; вміст твердої фази в суспензії $x_1 = 21$ мас %; густина твердої фази $\rho_m = 1800$ кг/м³; товщина шару осаду $h_{oc}=16$ мм; вміст фільтрату в осаді $w = 22$ мас %; питомий опір осаду $r_{oc} = 15 \cdot 10^{10}$ м⁻²; опір фільтрувальної перегородки $R_{пр}=13,2 \cdot 10^9$ м⁻¹; густина фільтрату $\rho_{\phi}=1025$ кг/м³ та його в'язкість $\mu_{\phi}=6 \cdot 10^{-4}$ Па·с; в'язкість фільтрату під час промивання $\mu_{пр} = 4 \cdot 10^{-4}$ Па·с.

Масу твердої фази G_m , кг/с, яка потрапляє разом з суспензією в апарат, визначають за формулою (4.1):

$$G_T = \frac{1,20 \cdot 21}{100} = 0,252 \text{ кг/с} ,$$

де x_1 – вміст твердої фази у суспензії, мас. %.

Масу отриманого осаду G_{oc} , кг/с розраховують за формулою (4.2):

$$G_{oc} = \frac{0,252}{1-0,29} = 0,355 \text{ кг/с},$$

де w' – вміст фільтрату в осаді, $w' = w/100 = 29/100 = 0,29$.

Визначаємо масу твердої фази, що відкладається на фільтрі, при проходженні одиниці об'єму фільтрату, кг/м³ за формулою (4.18)

$$x_s = \frac{0,252 \cdot 1025 \cdot (1-0,5)}{1 - (0,5 + 0,21)} = 445,34 \text{ кг/м}^3.$$

Визначаємо об'єм отриманого осаду:

$$V_{oc} = \frac{0,355}{1800} = 0,0002 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Маса отриманого фільтрату G_{ϕ} :

$$G_{\phi} = 1,20 - 0,355 = 0,845 \text{ кг/с}.$$

Визначаємо об'єм фільтрату:

$$V_{\phi} = \frac{0,845}{1025} = 0,00082 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Визначаємо об'єм осаду, який припадає на 1 м³ отриманого фільтрату:

$$x_{oc} = \frac{V_{oc}}{V_{\phi}} = \frac{0,0002}{0,00082} = 0,24 \text{ м}^3/\text{м}^3.$$

Питому продуктивність фільтра визначаємо з формули (4.10)

$$v = \frac{h_{oc}}{x_{oc}} = \frac{16 \cdot 10^{-3}}{0,24} = 0,067 \text{ м}^3/\text{м}^2.$$

Тривалість фільтрування τ (в с) визначаємо за формулою (4.21):

$$\tau_{\phi} = \left(\frac{6 \cdot 10^{-4} \cdot 15 \cdot 10^{12} \cdot 0,24 \cdot 0,067^2}{2 \cdot 0,6 \cdot 10^5} \right) + \left(\frac{6 \cdot 10^{-4} \cdot 13,2 \cdot 10^{10} \cdot 0,067}{0,6 \cdot 10^5} \right) = 168,4 \text{ с.}$$

Тривалість промивання (в с):

$$\begin{aligned} \tau_{np} &= 1,1 \cdot \frac{1,4 \cdot 10^{-3} \cdot 1188 \cdot 15 \cdot 10^{12} \cdot 445,34 \cdot 6 \cdot 10^{-4} \cdot 1,6 \cdot 10^{-3}}{0,6 \cdot 10^5} \cdot \frac{1,6 \cdot 10^{-3}}{0,24} \times \\ &\left(1,6 \cdot 10^{-3} + 0,24 \cdot \frac{13,2 \cdot 10^{10}}{15 \cdot 10^{12} \cdot 445,34} \right) \\ &= 1312 \text{ с} \end{aligned}$$

де

$$r_{np} = \frac{\mu_{np} r_{oc}}{\mu_{\phi}} = \frac{4 \cdot 10^{-4} \cdot 15 \cdot 10^{10}}{6 \cdot 10^{-4}} = 10 \cdot 10^{10} \text{ м}^{-2}.$$

$$\rho_{oc} = \rho_m \cdot x_1' + \rho_{\phi} \cdot (1 - x_1') = 1800 \cdot 0,21 + 1025 \cdot (1 - 0,21) = 1188 \text{ кг/м}^3.$$

Тривалість повного циклу фільтрування для неперервно діючого барабанного вакуум-фільтра:

$$T = \frac{(\tau_{\phi} + \tau_{np}) \cdot m}{m_{\phi} + m_{np}} = \frac{(168,4 + 1312) \cdot 18}{6 + 3} = 2960 \text{ с,}$$

Загальну кількість секцій в барабані приймають $m=18$, в зоні фільтрування $m_{\phi} = 6$ та в зоні промивання $m_{np} = 3$.

Необхідна площа фільтрування F :

$$F = \frac{0,00082 \cdot 2960}{0,067} = 36,2 \text{ м}^2.$$

де об'єм фільтрату $V_{\phi} = 0,00082 \text{ м}^3/\text{с}$.

Частота обертання барабана n (в об/хв):

$$n = 60/2960 = 0,02 \text{ об/хв.}$$

Контрольне завдання

Розрахувати і накреслити схему барабанного вакуум-фільтра для фільтрування суспензії.

Вихідні дані: витрата суспензії G_c , кг/с; вміст твердої фази в суспензії x_1 , мас %; густина твердої фази ρ_m , кг/м³; товщина шару осаду h_{oc} , мм; вміст фільтрату в осаді w , мас %; питомий опір осаду r_{oc} , м⁻²; опір фільтрувальної перегородки $R_{пр}$, м⁻¹; густина фільтрату ρ_f , кг/м³ та його в'язкість μ_f , Па·с; в'язкість фільтрату під час промивання $\mu_{пр}$, Па·с.

Витрату води на промивання осаду прийняти $W=1,4 \cdot 10^{-3}$ м³ на 1 м³ вологого осаду, вологість осаду $\omega_{oc} = 0,5$ кг/кг. Перепад тисків при фільтруванні та промиванні – $\Delta p=0,6 \cdot 10^5$ Па.

Таблиця 4.1 – Вихідні дані для розрахунку

Передо-ганя цифра шифру	Задані величини					Остання цифра шифру	Задані величини				
	G_c , кг/с	x_1 , мас %	ρ_m , кг/м ³	h_{oc} , мм	w , мас %		$r_{oc} \cdot 10^{12}$, м ⁻²	$R_{пр} \cdot 10^{10}$, м	ρ_f , кг/м ³	$\mu_f \cdot 10^{-4}$, Па·с	$\mu_{пр} \cdot 10^{-4}$, Па·с
0	0,75	22,0	2000	10,5	20,0	0	15,0	14,5	1050	6,5	4,5
1	0,90	20,0	1900	12,0	25,0	1	15,0	13,0	1040	7,5	4,4
2	0,85	18,0	2050	14,0	16,0	2	13,0	15,0	1065	5,5	4,2
3	0,81	16,5	1980	9,5	26,0	3	13,0	13,5	1085	7,0	5,0
4	0,88	23,0	2140	15,0	32,0	4	17,0	13,0	1060	5,8	4,2
5	0,97	19,5	1920	11,5	27,0	5	17,0	13,8	1035	6,0	4,4
6	0,94	20,0	2010	13,0	19,0	6	12,0	14,3	1100	6,5	4,6
7	1,05	17,5	1950	14,0	33,0	7	12,0	14,8	1080	7,5	5,2
8	1,00	22,5	2020	8,5	25,0	8	16,0	15,2	1060	6,0	5,4
9	0,95	21,0	2050	10,0	29,0	9	16,0	15,5	1050	5,7	4,6

Параметри, які необхідно визначити: площу поверхні барабанного вакуум-фільтра F , м²; кількість отриманого фільтрату G_f , кг/с; тривалість повного циклу фільтрування τ , с; частоту обертання барабана n , об/хв; ступінь занурення барабана в суспензію, ϕ , питому продуктивність фільтра V , м³/м².

Практична робота №5
**ВИЗНАЧЕННЯ ОСНОВНИХ РОЗМІРІВ КОЖУХОТРУБНОГО
ТЕПЛООБМІННИКА**

Теоретичні відомості

У харчових виробництвах кожухотрубні теплообмінники застосовуються для нагрівання, охолодження рідин та конденсації пари. Схема двоходового теплообмінника зображена на рис.5.1.

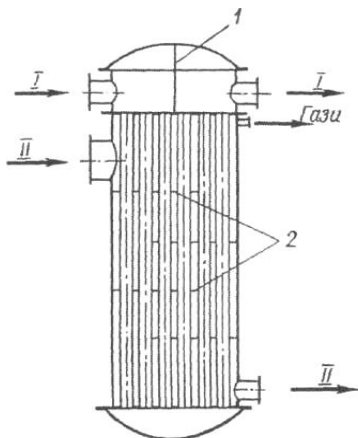


Рис. 5.1. Схема кожухотрубного двоходового теплообмінника:
I – вхід та вихід теплоносія, що нагрівається; II – вхід та вихід
гріючого теплоносія; 1, 2 – перегородки

Розрахунок кожухотрубний теплообмінників тепловий, конструктивний, гідравлічний розрахунки, розрахунок на міцність, техніко-економічний /розрахунок.

Тепловий розрахунок полягає у розв'язку загального рівняння теплопередачі $Q=qf$ спільно з рівнянням теплового балансу $Q=M_1\Delta t_1=M_2 \Delta t_2$ для конкретних умов роботи теплообмінника.

Теплове навантаження визначається за виразами:

– при теплообміні між двома рідкими теплоносіями:

$$Q = G_1 \cdot C_1 \cdot t_{1n} + G_2 \cdot C_2 \cdot t_{2n} = G_1 \cdot C_1 \cdot t_{1к} + G_2 \cdot C_2 \cdot t_{2к}, \quad (5.1)$$

$$Q = G_1 \cdot C_1 \cdot t_{1n} + D \cdot i_n = G_1 \cdot C_1 \cdot t_{1к} + D \cdot i_k, \quad (5.2)$$

де G_1 , G_2 – кількість продукту, призначеного для нагрівання (охолодження);

D – витрата гріючої пари;

$t_{1n}, t_{1k}, t_{2n}, t_{2k}$ – відповідно початкова і кінцева температури першого та другого теплоносіїв;

C_1, C_2 – відповідно теплоємність першого та другого теплоносіїв;

i_n, i_k – питома ентальпія гріючої пари та конденсату.

З рівняння теплового балансу (7.1) визначають витрату гріючого (оходождуючого) теплоносія, з рівняння (7.2) – витрату гріючої пари.

Знаючи теплове навантаження з основного рівняння теплопередачі можна визначити орієнтовну площу поверхні теплообміну:

$$Q = KF\Delta t_{cp}, \quad (5.3)$$

$$F = \frac{Q}{K\Delta t} \quad (5.4)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, який визначає середню швидкість передачі тепла вздовж всієї поверхні теплообміну, $\text{Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$;

Δt_{cp} – середня різниця температур між теплоносіями або температурний напір.

Середня різниця температур (температурний напір):

$$\Delta \bar{t} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_M}{2.3 \lg \frac{t_{\delta}}{t_M}} \quad (5.5)$$

де Δt_{δ} та Δt_M – найбільший та найменший температурні напори, які визначаються на кінцях теплообмінної поверхні.

Різниці температур (температурні напори) при нагрівання гріючою парою визначаються:

$$\Delta t_{\delta} = t_s - t_{1n}, \quad \Delta t_M = t_s - t_{1k} \quad (5.6)$$

де t_s – температура насичення пари.

Коефіцієнт теплопередачі розраховують за формулою:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (5.7)$$

де δ – товщина стінки трубок, через яку відбувається теплообмін;

λ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки;

α_1 і α_2 – коефіцієнт тепловіддачі теплоносіїв, що рухаються у трубному та між трубному просторах, відповідно.

Коефіцієнт тепловіддачі теплоносія, що рухається у трубках визначається:

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda_1}{d_{\text{вн}}}, \quad (5.8)$$

де Nu – критерій Нуссельта,

λ_1 - коефіцієнт теплопровідності теплоносія, що рухається у трубному просторі, Вт/(м·°C);

$d_{\text{вн}}$ - внутрішній діаметр трубок, м.

Критерій Нуссельта Nu визначається за різними формулами залежно від режиму руху, що характеризується критерієм Рейнольдса Re .

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{\omega \cdot d_{\text{вн}}}{\nu}, \quad (5.9)$$

При розвинутому турбулентному режимі руху теплоносія ($Re > 10 \cdot 10^3$) можна визначити за формулою:

$$Nu = 0,021 Re^{0,8} Pr^{0,43} E^{0,25}, \quad (5.10)$$

де $E = \frac{Pr}{Pr_{\text{cm}}}$ – поправочний коефіцієнт;

Pr – критерій Прандтля, який визначається за середньою температурою рідини;

Pr_{cm} – критерій Прандтля, який визначається за температурою стінки.

При неусталеному турбулентному режимі руху теплоносія ($2300 < Re < 10 \cdot 10^3$) наближено можна визначити за формулою:

$$Nu = 0,15 Re^{0,33} Pr^{0,43}, \quad (5.11)$$

При ламінарному режимі руху ($Re < 2300$) можна визначити за формулою:

$$Nu = 0,008 Re^{0,9} Pr^{0,43} Gr^{0,1} E^{0,25} \quad (5.12)$$

Коефіцієнт тепловіддачі теплоносія, що рухається у між трубному просторі визначається:

$$\alpha_1 = \frac{Nu' \cdot \lambda_2}{d_{\text{зов}}}, \quad (5.13)$$

де λ_2 - коефіцієнт теплопровідності теплоносія, що рухається у міжтрубному просторі, Вт/(м·°C);

$d_{\text{зов}}$ – зовнішній діаметр трубок, м.

Термічний опір металевої стінки:

$$R = \frac{\delta}{\lambda} = \frac{d_{\text{зов}} - d_{\text{вн}}}{2\lambda}, \quad (5.14)$$

За знайденим значенням площі поверхні теплообміну за табл. 5.1 вибирають стандартний теплообмінник.

Таблиця 5.1 – Параметри кожухотрубного теплообмінника

Діаметр кожуха, D, мм	Діаметр труб, d _{xs}	Число ходів, z	Загальна кількість труб, n шт	Поверхня теплообміну (м ²) при даній довжині труб, м							Площа січення потоку, x10 ⁻² , м ²		Площа січення	
				1,0	1,5	2,0	3,0	4,0	6,0	9,0	У вирізі перегородок	Між перегородками		
159	20x2	1	19	1,0	2,0	2,5	3,5					0,3	0,5	0,4
	25x2	1	13	1,0	1,5	2,0	3,0					0,4	0,8	0,5
273	20x2	1	61	4,0	6,0	7,5	11,5					0,7	1,0	1,2
	25x2	1	37	3,0	4,5	6,0	9,0					0,9	1,1	1,3
325	20x2	1	100		9,5	12,5	19,0	25,0				1,1	2,0	2,0
		2	90		8,5	11,0	17,0	25,0				1,1	1,6	0,9
325	25x2	1	62		7,5	10,0	14,5	19,5				1,3	2,9	2,1
		2	56		5,5	9,0	13,0	17,5				1,3	1,5	1,0
400	20x2	1	181			23,0	34,0	40,0	38,0			1,7	2,5	3,6
		2	166			21,0	31,0	42,0	33,0			1,7	3,0	1,7
400	25x2	1	111			17,0	26,0	35,0	52,0			2,0	3,1	3,8
		2	100			16,0	24,0	31,0	47,0			2,0	2,5	1,7
600	20x2	1	385			49,0	73	98	147			4,1	6,6	7,8
		2	379			47,0	70	93	139			4,1	4,8	3,7
		4	334			42,0	63	84	126			4,1	4,8	1,6
		6	316			40,0	60	79	119			3,7	4,8	0,9
800	20x2	1	717			90	135	180	270	405		6,9	9,1	14,4
		2	690			87	130	173	260	390		6,9	7,0	6,9
		4	638			80	120	160	240	361		6,9	7,0	3,0
		6	618			78	116	155	233	349		6,5	7,0	2,0
800	25x2	1	465			73	109	146	219	329		7,0	7,9	16,1
		2	442			69	104	139	208	312		7,0	7,0	7,7
		4	404			63	95	127	190	285		7,0	7,0	3,0
		6	384			60	90	121	181	271		6,5	7,0	2,2
1000	20x2	1	1173				221	295	442	663		10,1	15,6	28,6
		2	1138				214	286	429	643		10,1	14,6	11,4

		4	1072				202	269	404	606	10,1	14,6	5,1
		6	1044				197	262	393	590	9,6	14,6	3,4
1000	25x2	1	747				176	232	352	528	10,6	14,3	25,9
		2	718				169	226	338	507	10,6	13,0	12,4
		4	666				157	209	314	471	10,6	13,0	5,5
		6	642				151	202	302	754	10,2	13,0	3,6

За відомим значенням витрати рідини G , її густини ρ і швидкості руху ω визначають площу перерізу трубок одного ходу (m^2):

$$f_1 = \frac{G}{\rho\omega}, \quad (5.15)$$

Кількість трубок одного ходу:
$$n_1 = \frac{f_1}{0,785 \cdot d_{\text{вн}}^2}, \quad (5.16)$$

де $d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр трубок, м.

Округлюємо значення n_1 до цілого числа і уточнюємо значення ω і α_2 .

Розрахункова довжина пучка трубок у всіх ходах:

$$L_1 = \frac{F}{\pi \cdot d_p \cdot n_1}, \quad (5.17)$$

де d_p – розрахунковий діаметр трубки, який приймається в залежності від співвідношення α_1 і α_2 : при $\alpha_1 \approx \alpha_2 - d_p = 0.5(d_3 + d_B)$;

при $\alpha_1 \gg \alpha_2 - d_p = d_{\text{вн}}$;

при $\alpha_1 \ll \alpha_2 - d_p = d_{\text{зов}}$.

При відомій довжині трубок апарата l (не більше 4м); кількість трубок

в трубному просторі:
$$z_1 = \frac{L_1}{l}, \quad (5.18)$$

Загальна кількість трубок в трубній решітці:

$$n = z_1 n_1 \quad (5.19).$$

Площа трубної решітці:

$$\Phi = \Phi_K + \Phi_B = \Phi_K / \psi, \quad (5.20)$$

де Φ_K – корисна площа, заповнена трубками;

Φ_B – вільна площа не заповнена трубками;

ψ – коефіцієнт заповнення трубної плити (при шестикутниках $\psi=0,6$ для багатоходових і $\psi=0,9$ для одноходових).

Корисна площа, яка припадає на одну трубку:

$$\Phi_k = t^2 \sin \alpha, \quad (5.21)$$

де t – крок розміщення трубок, $\alpha = 60^\circ$.

Для всіх трубок:

$$\Phi = \frac{nt^2 \sin \alpha}{\psi}.$$

Так як $\Phi = \frac{\pi D_0^2}{4}$, то внутрішній діаметр (в мм):

$$D_0 = \sqrt{\frac{4\Phi}{\pi}} = 1.13t \sqrt{\frac{n}{\psi \sin \alpha}} = 0.635 \frac{t}{d_3} \sqrt{\frac{F d_3 \sin \alpha}{l \psi}}, \quad (5.22)$$

Діаметр патрубків визначають з формули об'ємної витрати для потоку даного середовища:

$$D_n = 1.13 \sqrt{\frac{M}{\rho \omega}}, \quad (5.23)$$

де ω – швидкість руху середовища, м/с, для пари $\omega = 20 \div 40$ м/с, для рідин – $0,5 \div 1,5$ м/с.

Приклад розрахунку

Розрахувати та підібрати кожухотрубний теплообмінник для нагрівання яблучного соку ($G_1 = 5$ кг/с) з вмістом сухих речовин 10% від початкової температури 20°C до кінцевої 75°C . Гарячий теплоносій – суха насичена водяна пара при тиску $p = 0,2$ МПа ($2 \cdot 10^5$ Па).

Визначимо фізичні та теплофізичні властивості яблучного соку із вмістом сухих речовин $B = 10\%$:

Густина яблучного соку за формулою:

$$\rho_{20} = 10 \cdot [1,42B + (100 - B)],$$

де B – вміст сухих речовин, %.

$$\rho_{20} = 10[1,42 \cdot 10 + (100 - 10)] = 1042 \text{ кг/м}^3.$$

При температурі 75°C :

$$\rho_{75} = \rho_{20} - 0,5(t - 20) = 1042 - 0,5(75 - 20) = 1014,5 \text{ кг/м}^3.$$

Динамічна в'язкість при температурі 20⁰С:

$$\mu_{20} = 0,94e^{0,05+0,08B} = 0,94 \cdot 2,71^{0,05+0,08 \cdot 10} = 2,19 \text{ мПа} \cdot \text{с},$$

При температурі 75⁰С:

$$\mu_t = \frac{12,99\mu_{20}}{t^{0,85}} = \frac{12,99 \cdot 2,19}{75^{0,85}} = 0,72 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Теплоємність яблучного соку:

$$c = c_c(1 - 0,01W) + 41,87W,$$

де c_c – теплоємність сухих речовин, $c_c=3850$ Дж/(кг·К);

W – вміст води у продуктах, %.

$$c = 3850(1 - 0,01 \cdot 10) + 41,87 \cdot 10 = 3884 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}.$$

Теплопровідність яблучного соку:

$$\lambda_{20} = 0,593 - 0,025B^{0,53} = 0,593 - 0,025 \cdot 10^{0,53} = 0,508 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)};$$

$$\lambda_{75} = \lambda_{20} + 0,00068(t - 20) = 0,508 + 0,00068(75 - 20) = 0,545 \text{ Вт/(м} \cdot \text{К)}.$$

Примітка. Для визначення фізичних та теплофізичних властивостей харчових продуктів використовуємо формули з практичної роботи №1 (томатний сік, буряковий сік) або табличні дані (табл. 6 – водно-спиртова суміш, табл. 5 – молоко).

Розраховуємо теплове навантаження за формулою:

$$Q = G_1 c_1 (t_{1к} - t_{1н}),$$

$$Q = 5 \cdot 3884(75 - 20) = 1068100 \text{ Вт}.$$

З рівняння теплового балансу визначаємо витрату гріючої пари:

$$G_1 c_1 t_{1н} + Di'' = G_1 c_1 t_{1к} + Di',$$

де i' , i'' - ентальпія конденсату та ентальпія гріючої пари, Дж/кг.

З таблиці 5.3 при тиску $p=0,2$ МПа ($2 \cdot 10^5$ Па) температура сухої насиченої пари $t_n=120,2^{\circ}\text{C}$, питома ентальпія пари $i=2707$ кДж/кг, конденсату - $i=504$ кДж/кг, питома теплота пароутворення $r=2202$ Дж/кг.
Витрата гріючої пари:

$$D = \frac{G_1 c_1 (t_{1к} - t_{1н})}{i'' - i'} = \frac{5 \cdot 3884 (75 - 20)}{2707 \cdot 10^3 - 504 \cdot 10^3} = 0,48 \text{ кг/с.}$$

4. Визначаємо різницю температур:

$$\bar{\Delta t} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_M}{2.31 \lg \frac{t_{\delta}}{t_M}}$$

$$\Delta t_{\delta} = t_n - t_{1н} = 120,2 - 20 = 100,2^{\circ}\text{C}; \quad \Delta t_M = t_n - t_{1н} = 120,2 - 75 = 45,2^{\circ}\text{C}.$$

$$\bar{\Delta t} = \frac{100,2 - 45,2}{2.31 \lg \frac{100,2}{45,2}} = 68,8^{\circ}\text{C}.$$

Визначаємо орієнтовне значення площі поверхні теплообміну:

$$F_{op} = \frac{Q}{K_{op} \cdot \Delta t},$$

де Q – теплове навантаження теплообмінника, Вт;

K_{op} – орієнтовний коефіцієнт теплопередачі, Вт/($\text{m}^2 \cdot \text{K}$). Для турбулентного руху значення орієнтовного коефіцієнту теплопередачі теплоносіїв прийmemo $K=600 \dots 700$ Вт/($\text{m}^2 \cdot \text{K}$);

Δt – середня різниця температур.

$$F_{op} = \frac{1068100}{600 \cdot 68,8} \approx 26 \text{ м}^2.$$

З табл. 5.1 вибираємо стандартний теплообмінник: площа $F=26,0$ m^2 ; діаметр кожуха $D=400$ мм; довжина труб $l=3$ м; кількість трубок $n=111$; число ходів $z=1$; діаметр трубок x товщину стінок $d_{вн} \times \delta_{ст} = 25 \times 2$ мм; площа січення потоку у вирізі між перегородками $s=2 \cdot 10^{-2}$ m^2 .

Проводимо уточнення поверхні теплопередачі:

Визначаємо критерій Рейнольдса і Прандтля для трубного простору:

$$\text{Re} = \frac{4G_1 \cdot z}{\pi \cdot d_{вн} \cdot \mu_1 \cdot n}; \quad \text{Pr} = \frac{c_1 \cdot \mu_1}{\lambda_1}.$$

де G_1 – масова витрата яблучного соку, кг/с;

μ_1, λ_1, c_1 – динамічна в'язкість, теплопровідність та питома теплоємність яблучного соку;

z – кількість ходів у вибраному теплообміннику;

n – кількість трубок у вибраному теплообміннику;

$d_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр трубок.

$$\text{Re} = \frac{4 \cdot 5 \cdot 1}{3,14 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \cdot 0,72 \cdot 10^{-3} \cdot 111} = 3187;$$

$$\text{Pr} = \frac{3884 \cdot 0,72 \cdot 10^{-3}}{0,545} = 5,13.$$

За значенням критерію Рейнольда встановлюють характер руху рідини у трубках. При $\text{Re} > 10000$ рух турбулентний, тому $Nu = 0,023 \cdot \text{Re}^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4}$.

При перехідному режимі, коли $2320 < \text{Re} < 10000$: $Nu = 0,008 \cdot \text{Re}^{0,9} \cdot \text{Pr}^{0,43}$.

Оскільки режим перехідний:

$$Nu = 0,008 \cdot 3187^{0,9} \cdot 5,13^{0,43} = 22,98.$$

Коефіцієнт тепловіддачі рідини (яблучного соку):

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda_1}{d_{\text{вн}}} = \frac{22,98 \cdot 0,545}{25 \cdot 10^{-3}} = 501$$

Для міжтрубного простору визначаємо критерії Рейнольдса і Прандтля:

$$\text{Re} = \frac{D \cdot d_{\text{зов.}}}{S \cdot \mu_2} = \frac{0,48 \cdot (25 + 2 \cdot 2) \cdot 10^{-3}}{2,0 \cdot 10^{-2} \cdot 12,55 \cdot 10^{-6}} = 55458;$$

$$\text{Pr} = \frac{c_2 \cdot \mu_2}{\lambda_2} = \frac{2090 \cdot 12,55 \cdot 10^{-6}}{2,75 \cdot 10^{-2}} = 0,95.$$

де μ_2 – динамічна в'язкість гріючої пари;

λ_2, c_2 – теплопровідність та питома теплоємність гріючої пари;

s – площа січення потоку у вирізі між перегородками

$d_{зоб}$ – зовнішній діаметр трубок.

При $Re > 10000$. рух турбулентний, тому

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} = 0,023 \cdot 55458^{0,8} \cdot 0,95^{0,4} = 140,6.$$

При нагріванні трубок, пара конденсується. Прийемо температуру конденсату на $10^{\circ}C$ нижчою за температуру пари, тобто $120,2-10=110,2^{\circ}C$.
Вибираємо з табл.5.6 параметри конденсату (води): $\lambda_2'=0,683$.

Коефіцієнт тепловіддачі грійочої пари:

$$\alpha_2 = \frac{Nu \cdot \lambda_2'}{d_{зоб}} = \frac{140,6 \cdot 0,683}{29 \cdot 10^{-3}} = 3312.$$

Тепловий опір стінки:

$$\sum \left(\frac{\delta}{\lambda} \right) = \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + r_1 + r_2$$

де $\delta_{ст} = 0,002$ м – товщина стінки трубки;

$\lambda_{ст} = 17,5$ Вт/м·К – теплопровідність нержавіючої сталі (табл. 5.4);

$r_1 = r_2 = 1/5600$ м·К/Вт – тепловий опір забруднень стінок ;

$$\sum(\delta/\lambda) = 0,002/17,5 + 1/5600 + 1/5600 = 4,6 \cdot 10^{-4} \text{ м·К/Вт.}$$

Коефіцієнт теплопередачі (уточнений) розраховують за формулою:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{501} + 4,6 \cdot 10^{-4} + \frac{1}{3312}} = 364$$

Визначаємо остаточне значення площі поверхні теплообміну:

$$F = \frac{1068100}{364 \cdot 68,8} = 42,6 \text{ м}^2.$$

З табл. 5.1 вибираємо теплообмінник і знаходимо запас поверхні теплообміну. Вибираємо стандартний теплообмінник: площа $F=47,0 \text{ м}^2$; діаметр кожуха $D=400$ мм; довжина труб $l=6$ м; кількість трубок $n=100$;

число ходів $z=2$; діаметр трубок х товщину стінок $d_{\text{вн}} \times \delta_{\text{ст}} = 25 \times 2$ мм; площа січення потоку у вирізі між перегородками $s=2 \cdot 10^{-2}$ м²

Визначаємо запас поверхні теплообміну:

$$K = \frac{F - F_{\text{розр}}}{F} \cdot 100\% = \frac{47 - 42,6}{47} \cdot 100 = 9,3\% .$$

Контрольне завдання

Розрахувати і підібрати нормалізований кожухотрубний теплообмінник, використовуючи вихідні дані (табл. 5.2).

Вихідні дані: витрата холодного теплоносія G_1 , кг/с, вміст сухих речовин B , % для водно-спиртової суміші вміст ЛЛК x_m , мас.%; початкова температура холодного теплоносія $t_{1н}$, °С, кінцева температура холодного теплоносія $t_{1к}$, °С, тиск гріючої пари p , Па.

Таблиця 5.2 – Вихідні дані для розрахунку

Передостання цифра шифру	Вид продукту	Задані величини			Остання цифра шифру	Задані величини		
		x_m , мас. %	B , %	G_1 , кг/с		$t_{1н}$, °С	$t_{1к}$, °С	$p \cdot 10^5$, Па
0	Томатний сік	-	12	1,2	0	14	50	0,85
1	Яблучний сік	-	11	1,5	1	18	60	1,0
2	Молоко	-	12	1,4	2	10	45	0,8
3	Буряковий сік	-	10	1,8	3	20	70	1,15
4	Водно-спиртова суміш	21	-	1,4	4	25	80	1,8
5	Томатний сік	-	11	1,7	5	20	85	2,3
6	Молоко	-	13	1,3	6	20	60	1,7
7	Пиво світле	-	14	1,6	7	17	55	1,25
8	Буряковий сік	-	11	1,5	8	19	62	1,9
9	Водно-спиртова суміш	25	-	1,9	9	18	75	2,0

Визначити площу поверхні теплообміну, кількість трубок одного ходу, розрахункову довжину пучка трубок у всіх ходах, площу трубної решітки та діаметр патрубків

Практична робота 6 РОЗРАХУНОК ВИПАРНОГО АПАРАТУ

Теоретичні відомості

Випарювання – процес згущення розчинів при кипінні, при якому розчинник видаляється з усього об'єму розчину. Процес випарювання проводять в одиночних випарних апаратах або в багатокорпусних випарних установках. Розглянемо методику розрахунку випарного апарата з центральною циркуляційною трубою (рис. 6.1).

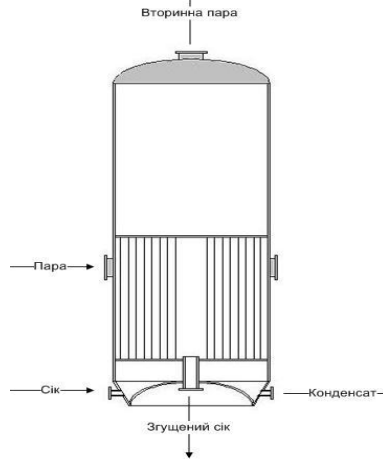


Рис. 6.1. Схема випарного апарата

Для розрахунку приймаємо вихідні дані: масова витрата вихідного розчину G , кг/с; концентрація сухих речовин у вихідному розчині B_n , %; концентрація сухих речовин у концентрованому розчині B_k , %; температура кипіння розчину, $t_{\text{кип}}$, $^{\circ}\text{C}$; тиск гріючої пари P , Па; залишковий тиск вторинної пари, яка поступає у барометричний конденсатор P_k , Па.

Продуктивність установки визначають з рівнянь матеріального балансу та балансу сухих речовин:

$$S_{\Pi} = S_k + W \quad (6.1)$$

$$S_{\Pi} B_{\Pi} = S_k B_k \quad (6.2)$$

$$W = S_{\Pi} \cdot \left(1 - \frac{B_n}{B_k}\right); \quad (6.3)$$

де $S_{п} = G$ – маса вихідного розчину, що поступає на випарювання.
Визначають теплове навантаження випарного апарата:

$$Q = W \cdot r; \quad (6.4)$$

де r – теплота конденсації пари, кДж/кг.
Витрата пари визначають за формулою:

$$D = \frac{(G - W) \cdot c_{кон} \cdot t_{кон} + W \cdot i_{вт.п.} - G \cdot c_{поч} \cdot t_{поч}}{i_{гр.п.} - c_{конд} \cdot t_{конд} - \varepsilon \cdot i_{гр.п.}} \quad (6.5)$$

де W – кількість випареної вологи, кг/с;
 $c_{кон}$ – теплоємність конденсату, кДж/(кг·К);
 $t_{конд}$ – температура конденсату, °С;
 $i_{вт.п.}$ – ентальпія вторинної пари, кДж/кг;
 $c_{поч}$ – теплоємність розчину, кДж/(кг·К);;
 $t_{поч}$ – початкова температура вихідного розчину, °С;
 $i_{гр.п.}$ – ентальпія грійної пари, кДж/кг;
 ε – поправочний коефіцієнт, $\varepsilon = 0,03$.

Площу поверхні нагріву випарного апарату визначають за формулою:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_k}; \quad (6.6)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К);
 Δt_k – корисна різниця температур; визначаємо за формулою:

$$\Delta t_k = t_{гр.п.} - t_{кин}; \quad (6.7)$$

де $t_{гр.п.}$ – температура грійної пари при тиску P , °С;
 $t_{кин}$ – температура кипіння розчину, °С.

Коефіцієнт теплопередачі розраховують за формулою:

$$K_0 = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (6.8)$$

де δ – товщина стінки трубок, через яку відбувається теплообмін;
 λ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки;
 α_1 і α_2 – коефіцієнт тепловіддачі теплоносіїв, що рухаються у трубному та між трубному просторах, відповідно.

Коефіцієнт теплопередачі з врахуванням накипу на стінках трубок:

$$K = K_0 \cdot \varphi ; \quad (6.9)$$

де φ – коефіцієнт використання площі поверхні, що враховує вплив накипу, $\varphi = 0,6 \div 0,9$.

За визначеним значенням за формулою (6.6) площі поверхні теплообміну вибирають з довідкових таблиць стандартний випарний апарат та проводять конструктивний розрахунок.

Кількість трубок визначають за формулою:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d_p \cdot l} \quad (6.10)$$

де d_p - розрахунковий діаметр трубки, який визначають:

$$d_p = \frac{d_{\text{вн}} + d_{\text{зовн}}}{2} \quad (6.11)$$

l – довжина кип'ятильних трубок, м;

Крок між трубками:

$$t = (1,23 \div 1,28) d_{\text{зовн}} .$$

Діаметр циркуляційної труби визначають за формулою:

$$d_{\text{цирку.труби}} = 1,13 \cdot \sqrt{F_{\text{цирку.труби}}} , \quad (6.12)$$

де $F_{\text{цирку.труб}}$ – площа перерізу циркуляційної труби, м².

Переріз циркуляційної труби складає від 15 до 30 % від сумарного перерізу всіх трубок: $F_{\text{сум}} = F_{\text{кип.труб}} \cdot n$.

Площа кип'ятільної трубки:

$$F_{\text{кип.труб}} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} , \quad (6.13)$$

Діаметр корпусу апарата:

$$D_k = \sqrt{\frac{1.27 \cdot n \cdot t^2 \cdot \sin \alpha}{k}} + (d_{\text{цифртруби}} + 2t)^2; \quad (6.14)$$

де K – коефіцієнт використання трубної дошки $K = 0,7-0,9$;

α – кут між осями отворів для встановлення трубок у трубній решітці.

Діаметр патрубків для підводу грійної пари:

$$d_n = 1,13 \cdot \sqrt{\frac{D}{\rho_{\text{гр.пар}} \cdot w \cdot n}}; \quad (6.15)$$

де D – кількість підведеної пари, кг/с;

$\rho_{\text{гр.пар}}$ – густина грійної пари, кг/м³;

n – кількість патрубків;

w – швидкість подачі пари, $w = 20 \dots 60$ м/с;

Діаметр патрубків для відводу конденсату:

$$d_k = 1,13 \sqrt{\frac{m_{\text{кон}}}{\rho_{\text{кон}} \cdot w \cdot n}}, \quad (6.16)$$

де $\rho_{\text{кон}}$ – густина конденсату, кг/м³;

w – швидкість виходу конденсату (самоплив), $w = 0,3-0,6$ м/с;

n – кількість патрубків.

Діаметр патрубків для відводу вторинної пари:

$$d_{\text{вт.пар}} = 1,13 \sqrt{\frac{D_{\text{вт}}}{\rho_{\text{вт.пар}} \cdot w \cdot n}}; \quad (6.17)$$

де $\rho_{\text{вт.пар}}$ – густина вторинної пари, кг/м³;

n – кількість патрубків;

w – швидкість виходу вторинної пари, м/с.

Діаметр патрубків для входу вихідного розчину:

$$d_{\text{вх.оду}} = 1,13 \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot w \cdot n}}; \quad (6.18)$$

де ρ – густина вихідного розчину, кг/м³;

n – кількість патрубків;

W - швидкість виходу розчину, м/с.

9	Томатний сік	2,5	68	9,0	9	2,0	16	35
---	--------------	-----	----	-----	---	-----	----	----

Приклад розрахунку

Вихідні дані. Необхідно розрахувати випарник для випарювання бульйону у кількості $G = 6$ кг/с від початкової концентрації $B_n = 5\%$ до кінцевої $B_k = 22\%$; коефіцієнт теплопередачі $K = 700$ Вт/м²; початкова температура бульйону $t_n = 19^\circ\text{C}$ температура кипіння бульйону $t_k = 50^\circ\text{C}$; $\omega = 0,6$ м/с; тиск гріючої пари $P = 0,12$ МПа.

Теплофізичні властивості бульйону: $c = 4,159$ кДж/(кг·К); $\lambda = 0,6$ Вт/(м·К) при $t_{кин} = 50^\circ\text{C}$. Випарний апарат: $t_{кин} = 50^\circ\text{C}$; $U = 12$ кг/м²·год.

Барометричний конденсатор: $P_{конд} = 0,072$ МПа; $t_{бар.води} = 39^\circ\text{C}$; $t_{ох.води} = 15^\circ\text{C}$;

Приймаємо для розрахунку випарний апарат з природною циркуляцією і співвісною гріючою камерою.

Продуктивність установки по випареній воді (кількість випареної води):

$$W = G \cdot \left(1 - \frac{B_n}{B_k}\right); \quad (6.1)$$

$$W = 6 \cdot \left(1 - \frac{5}{22}\right) = 4,63 \text{ кг/с},$$

де $G = 6$ кг/с – масова витрата бульйону, що поступає на випарювання. Визначаємо теплове навантаження випарного апарата:

$$Q = W \cdot r; \quad (6.2)$$

де r – теплота конденсації, кДж/кг; $r = 2244$ кДж/кг при тиску пари $0,12$ МПа [табл. 1, додаток].

$$Q = 4,63 \cdot 2244 \cdot 10^3 = 10389,72 \text{ кДж/с}.$$

Витрата пари складе:

$$D = \frac{(G - W) \cdot c_{кон} \cdot t_{кон} + W \cdot i_{вт.п} - G \cdot c_{пoch} \cdot t_{пoch}}{i_{гр.п} - c_{кон} \cdot t_{кон} - \varepsilon \cdot i_{гр.п}}, \quad (6.3)$$

де $c_{кон}$ – теплоємність конденсату при його температурі, що визначається як $t_{кон} = (t_{гр.п} - 3) = (105 - 3) = 102^\circ\text{C}$; $c_{кон} = 4,19$ кДж/(кг·К) [табл. 3, додаток].

$t_{гр.п}$ – температура гріючої пари $t_{гр.п} = 105^\circ\text{C}$ при $P = 0,12$ МПа [табл. 1, додаток];

$t_{кон} = 102^\circ\text{C}$ – температура конденсату;

$P_{вт. пари}$ – тиск вторинної пари приймаємо із врахуванням втрат в паропроводі $P_{вт. пари} = 1,11 P_{конд}$; тоді $P_{вт. пари} = 1,11 \cdot 0,072 = 0,08$ МПа;

$i_{вт.п.}$ – ентальпія вторинної пари, визначимо з табл.3, додатку, ентальпію вторинної пари $i_{вт.п.} = 2665$ кДж/кг.

$c_{поч}$ – початкова теплоємність бульйону, $c_{поч} = 4,159$ кДж/(кг·К);

$t_{поч}$ – початкова температура бульйону, що поступає на випарювання, $t_{поч} = 57^\circ\text{C}$;

$i_{гр.п.}$ – ентальпія гріючої пари, $i_{гр.п.} = 2683$ кДж/кг [табл. 1, додаток].

$\varepsilon = 0,03$ – поправочний коефіцієнт.

$$D = \frac{(6 - 4,63) \cdot 4,19 \cdot 102 + 4,63 \cdot 2665 - 6 \cdot 4,159 \cdot 57}{2683 - 4,19 \cdot 102 - 0,03 \cdot 2683} = 5,3 \text{ кг/с.}$$

Площу поверхні нагріву випарного апарату визначаємо за формулою:

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_k}; \quad (6.4)$$

де K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К);

Δt_k – корисна різниця температур; визначаємо за формулою:

$$\Delta t_k = t_{гр.п.} - t_{кин}; \quad (6.5)$$

де $t_{гр.п.}$ – температура гріючої пари, при $P = 0,12$ МПа $t_{гр.п.} = 105^\circ\text{C}$ [табл. 6.2]

$t_{кин}$ – температура кипіння бульйону, за умовою $t_{кин} = 50^\circ\text{C}$.

$$\Delta t_k = 105 - 50 = 55^\circ\text{C.}$$

Оскільки

$$\Delta t = \frac{r \cdot U}{K} \quad (6.6)$$

$$\text{то} \quad K = \frac{r \cdot U}{\Delta t} \quad (6.7)$$

За умовою $U = 12$ кг/(м²·год) = 0,033 кг/(м²·с) – теплове навантаження на корпус.

Тоді,

$$K_0 = \frac{2244 \cdot 10^3 \cdot 0,033}{55} = 1346,4 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К);}$$

$$K = K_0 \cdot \varphi ; \quad (6.8)$$

де φ - коефіцієнт використання площі поверхні , що враховує вплив накипу.

$\varphi = 0,6 \div 0,9$, приймаємо $\varphi = 0,8$.

$$K = 1346,4 \cdot 0,8 = 1077,12 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}).$$

Підставляючи це значення в формулу (6.4), отримуємо:

$$F = \frac{10389720}{1077,12 \cdot 55} = 175,4 \text{ м}^2$$

Довжину кип'ятильних трубок у випарному апараті вибираємо з ряду: 2,0 м; 3,0 м; 4,0 м; 6,0 м. Приймаємо для розрахунку довжину кип'ятильних трубок в випарному апараті $l = 4,0$ м.

Визначаємо кількість трубок:

$$n = \frac{F}{\pi \cdot d_p \cdot l} = \frac{175,4}{3,14 \cdot 0,0315 \cdot 4,0} = 443 \text{ шт.} \quad (6.9)$$

де d_p – розрахунковий діаметр трубки;

$$d_p = \frac{d_{\text{вн}} + d_{\text{зовн}}}{2} = \frac{0,03 + 0,033}{2} = 0,0315 \text{ м}, \quad (6.10.)$$

де $d_{\text{вн}}$, $d_{\text{зовн}}$ – внутрішній та зовнішній діаметр кип'ятильних трубок. Внутрішній діаметр кип'ятильних трубок вибираємо з ряду: 24 мм, 30 мм, 38 мм і 44 мм. Зовнішній діаметр кип'ятильних трубок вибираємо відповідно: 26,8 мм, 33 мм, , 42 мм і 48 мм. Для розрахунку вибираємо кип'ятильні трубки із внутрішнім діаметром 30 мм і зовнішнім діаметром 33 мм.

l – довжина кип'ятильних трубок.

Крок між трубками:

$$t = d_{\text{зовн}} \cdot (1,23 \div 1,28) = 0,033 \cdot 1,25 = 0,04125 \text{ м}.$$

Діаметр циркуляційної труби визначаємо з міркувань, що переріз циркуляційної труби складає від 15 до 30 % від сумарного перерізу всіх трубок.

Площа кип'ятильної трубки:

$$F_{\text{кит.тр.}} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,03^2}{4} = 7,065 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2; \quad (6.11)$$

Сумарна поверхня:

$$F_{\text{сум}} = F_{\text{кит.труб}} \cdot n = 7,065 \cdot 10^{-4} \cdot 443 = 0,31 \text{ м}^2;$$

Якщо $F_{\text{сум}} = 100\%$, а $F_{\text{цирк.труб}} - 15\%$,

тоді

$$F_{\text{цирк.труб}} = F_{\text{сум}} \cdot 15/100 = 0,31 \cdot 15/100 = 0,0465 \text{ м}^2$$

Діаметр циркуляційної труби:

$$d_{\text{циркул.тр.}} = 1,13 \sqrt{F_{\text{циркул.тр.}}} = 1,13 \sqrt{0,0465} = 0,243 \text{ м.}$$

Приймаємо $d_{\text{цирк.тр.}} = 250 \text{ мм.}$

Діаметр корпусу апарата:

$$D_k = \sqrt{\frac{1,27n \cdot t^2 \cdot \sin \alpha}{k} + (d_{\text{цирктруби}} + 2t)^2}; \quad (6.12)$$

де K – коефіцієнт використання трубної дошки 0,7...0,9; приймаємо $K = 0,7$;

α – приймаємо 60° , трубки розміщуємо по вершинах правильного шестикутника, $\sin \alpha = 0,866$.

$$D_k = \sqrt{\frac{1,27 \cdot 443 \cdot (0,041)^2 \cdot 0,866}{0,7} + (0,25 + 2 \cdot 0,041)^2} = 1,19 \text{ м.}$$

Приймаємо $D_k = 1200 \text{ мм.}$

Товщина сталеві трубної решітки:

$$S = \frac{d_{\text{звн}}}{8} + 5 \text{ мм} = \frac{0,033}{8} + 0,005 = 9,125 \cdot 10^{-3} \text{ м.}$$

При випарюванні рідин, що піняться, діаметр сепаратора приймають із розрахунку (1,3...1,4) $D_k = 1,4 \cdot 1,2 = 1,68 \text{ м.}$ Приймаємо 1800 мм.

Висоту сепараційного простору приймають рівною не більше 2,0 м.

Приймаємо $H_n = 2000 \text{ мм.}$

Діаметр патрубків для підводу гріючої пари:

$$d_n = 1,13 \sqrt{\frac{D}{\rho_{\text{сп.пар}} \cdot \omega \cdot n}}, \quad (6.13)$$

де D – кількість підведеної пари, кг/с; $D = 5,3$ кг/с;
 $\rho_{\text{сп.пар}} = 0,6999$ кг/м³; при $t = 105^\circ\text{C}$ [табл. 3, додаток];
 $n = 1$ – кількість патрубків;
 ω – швидкість подачі пари, $\omega = 20 \dots 60$ м/с;
 Приймаємо $\omega = 40$ м/с.

$$d_n = 1,13 \sqrt{\frac{5,3}{0,6999 \cdot 40 \cdot 1}} = 0,493 \text{ м};$$

Приймаємо $d_n = 500$ мм.

Діаметр патрубка для відведення конденсату (води):

$$d_k = 1,13 \sqrt{\frac{m}{\rho_{\text{кон}} \cdot \omega \cdot n}}, \quad (6.14)$$

де $\rho_{\text{кон}}$ – густина конденсату, при $t_{\text{конд}} = 102^\circ\text{C}$ густина конденсату дорівнює [табл. 4, додаток] $\rho_{\text{кон}} = 956,6$ кг/м³;
 ω – швидкість виходу конденсату (самотечія); $\omega = 0,3 \dots 0,6$ м/с; приймаємо $0,5$ м/с;
 m – масова витрата конденсату, що відводиться, приймаємо рівною масовій витраті грючої пари D ;
 $n = 1$ – кількість патрубків;

$$d_k = 1,13 \sqrt{\frac{5,3}{956,6 \cdot 0,5 \cdot 1}} = 0,119 \text{ м};$$

Приймаємо $d_k = 120$ мм.

Діаметр патрубка для відведення вторинної пари:

$$d_{\text{вт.пар}} = 1,13 \sqrt{\frac{W}{\rho_{\text{вт.пар}} \cdot \omega_{\text{вт.п}} \cdot n}}; \quad (6.15)$$

де $\rho_{\text{вт.пар}}$ – густина вторинної пари при $P = 0,08$ МПа [табл. 2, додаток], $\rho_{\text{вт.пар}} = 0,425$ кг/м³;
 $n = 1$ – кількість патрубків;
 $\omega_{\text{вт.п}}$ – швидкість виходу вторинної пари, приймаємо $\omega = 40$ м/с.
 Тоді

$$d_{\text{вт.пару}} = 1,13 \sqrt{\frac{4,63}{0,425 \cdot 40}} = 0,59 \text{ м.}$$

Приймаємо $d_{\text{вт.пару}} = 600 \text{ мм.}$

Діаметр патрубку для входу бульйону:

$$d_{\text{входу}} = 1,13 \sqrt{\frac{G}{\rho \cdot \omega \cdot n}}; \quad (6.16)$$

де $n = 1$ – кількість патрубків;

ω – швидкість підводу бульйону, $\omega = 0,6 \text{ м/с}$;

ρ – густина бульйону при початковій температурі:

Густина бульйону при $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ і $B_{\text{поч.}} = 5\%$:

$$\rho = 992 + 3B_n / 0,8247 + 0,00056T,$$

де B_n – початковий вміст сухих речовин в бульйоні, %;

T – температура бульйону, К.

$$\rho = 992 + 3 \cdot 5 / 0,8247 + 0,00056(20 + 273) = 992 + 18,19 + 0,164 = 1010,35 \text{ кг/м}^3.$$

$$d_{\text{входу}} = 1,13 \sqrt{\frac{6}{1010,35 \cdot 0,6 \cdot 1}} = 0,112 \text{ м.}$$

Приймаємо $d_{\text{входу}} = 120 \text{ мм.}$

Діаметр патрубку для виходу бульйону:

$$d_{\text{виходу}} = 1,13 \sqrt{\frac{m}{\rho \cdot \omega \cdot n}},$$

де m – маса згущеного розчину, кг/с;

$$m = G - W = 6 - 4,63 = 1,37 \text{ кг/с.}$$

Густина бульйону при $t_c = 50 \text{ }^\circ\text{C}$ і $B_{\text{кін.}} = 22\%$ за формулою:

$$\rho = 992 + 3B_k / 0,8247 + 0,00056T,$$

де B_k – кінцевий вміст сухих речовин в бульйоні, %;

$$\rho = 992 + 3 \cdot 22 / 0,8247 + 0,00056(50 + 273) = 992 + 80,03 + 0,181 = 1072,21 \text{ кг/м}^3;$$

ω – швидкість відводу бульйону, $\omega = 0,6 \text{ м/с}$;

$n = 1$ – кількість патрубків;

$$d_{вих} = 1,13 \sqrt{\frac{1,37}{1072,21 \cdot 0,6 \cdot 1}} = 0,052 \text{ м};$$

Приймаємо $d_{вих} = 70$ мм.

Контрольне завдання

Розрахувати та підібрати стандартизований випарний апарат згідно вихідних даних (табл. 6.1).

Вихідні дані: масова витрата вихідного розчину G , кг/с; концентрація сухих речовин у вихідному розчині B_n , %; концентрація сухих речовин у концентрованому розчині B_k , %; температура кипіння розчину, $t_{кип}$, °С; тиск гріючої пари P , Па; залишковий тиск вторинної пари, яка поступає у барометричний конденсатор P_k , Па. Початкова температура рідини на вході прийняти 20 °С. Теплове навантаження на корпус $U = 15$ кг/м²·год; Теплофізичні властивості рідин визначати за формулами, викладеними у практичній роботі 1.

Таблиця 6.1 – Вихідні дані для розрахунку

Перед-остання цифра шифру	Вид продукту, що згущується	Задані величини			Остання цифра шифру	Задані величини		
		G , кг/с	$t_{кип}$, °С	$P_k \cdot 10^3$, Па		$P \cdot 10^5$, Па	B_n , %	B_k , %
1	2	3	4	5	6	7	8	9
0	Томатний сік	3,2	70	10,0	0	1,8	12	30
1	Яблучне пюре	4,5	65	8,0	1	1,7	14	35
2	Молоко з цукром	2,4	60	9,5	2	1,5	12	28
3	Буряковий сік	4,8	72	7,8	3	1,6	10	25
4	Бульйон	1,5	55	8,0	4	2,1	6	20
5	Томатний сік	2,7	65	7,5	5	2,3	11	26
6	Молоко з цукром	1,8	55	10,0	6	2,7	20	35
7	Бульйон	1,9	50	9,5	7	2,2	7	24
8	Буряковий сік	3,5	68	8,5	8	1,9	18	30

Практична робота №7
РОЗРАХУНОК БАРАБАННОЇ СУШАРКИ

Теоретичні відомості

Барабанна сушарка (рис. 7.1) призначена для сушіння сипких матеріалів (зерно, цукор-пісок тощо).

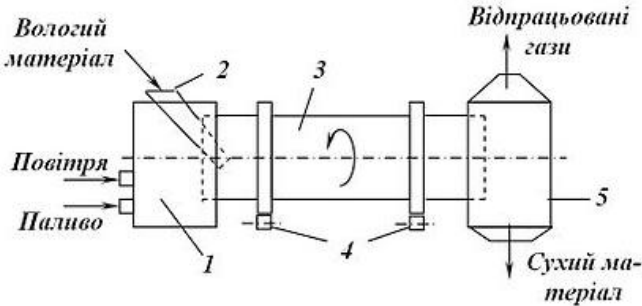


Рис. 7.1. Барабанна сушарка:

1 – топка; 2 – завантажувальний бункер; 3 – барабан; 4 – опорні ролики; 5 – вивантажувальна колонка

Процес сушіння у барабанній сушарці здійснюється таким чином. Вологий матеріал з бункера 2 подається у сушильний барабан 3, який встановлений з можливістю обертання на опорних роликах 4. Паралельно з матеріалом в сушарку подається сушильний агент, що утворюється від згоряння палива в топці 1 і змішання топкових газів з повітрям. При обертанні сушильного барабана 3 матеріал транспортується та перемішується до протилежного кінця барабана, контактуючи із сушильним агентом. Висушений матеріал з протилежного кінця сушильного барабана надходить в вивантажувальну колонку 5. Відпрацьований сушильний агент перед викидом в атмосферу очищається від пилу в циклоні 10.

Розрахунок барабанної сушарки починають з визначення кількості вологи G_W , яка випаровується, і кількості висушеного матеріалу G_2 . Вихідними даними для розрахунку є кількість вологого матеріалу G_1 , кг/год, температура $t_{\text{атм}}$, $^{\circ}\text{C}$ та відносна вологість φ , % атмосферного повітря, температура сушильного агента $t_{\text{са}}$, $^{\circ}\text{C}$.

Кількість випареної вологи визначають за формулою:

$$G_W = G_1 \cdot \frac{W_1 - W_2}{100 - W_2}, \quad (7.1)$$

де W_1 , W_2 – початкова і кінцева вологість матеріалу, %.

Кількість висушеного матеріалу:

$$G_2 = G_1 \cdot \frac{100 - W_1}{100 - W_2}, \quad (7.2)$$

Витрати повітря на одиницю випареної вологи розраховують за формулою:

$$l = \frac{1}{d_2 - d_1}, \quad \text{кг/г} \quad (7.3)$$

де d_1 – вологовміст повітря на вході в сушарку, г/кг с.пов.;

d_2 – вологовміст повітря на виході з сушарки, г/кг с.пов.

Значення вологовмісту d_1 та d_2 визначають з I- d діаграми (рис. 7.2).

Загальні витрати повітря:

$$L = \frac{G_W}{d_2 - d_1} \quad (7.4)$$

Кількість теплоти для нагрівання сухого матеріалу Q_n від початкової його температури до кінцевої:

$$Q_n = c_m \cdot G_2 (T_k - T_n), \quad \text{Дж/год.}, \quad (7.5)$$

де c_m – теплоємність сухого матеріалу, Дж/кг·град.);

G_2 – годинна продуктивність сушарки по сухому матеріалу, кг/год;

T_k, T_n – кінцева і початкова температури матеріалу, К;

Тепловміст (ентальпія) повітря на вході в сушарку I_1 , нагрітого до заданої температури сушіння:

$$I_1 = ct_1 + (c_1 t_1 + i) \cdot d_1 \text{ Дж/кг}, \quad (7.6)$$

де c і c_1 – теплоємність повітря і парів води при температурі входу їх в сушарку, Дж/(кг·°С);

Тепловміст (ентальпія) повітря на виході з сушарки:

$$I_2 = c' t_2 + (c_2 t_2 + i) \cdot d_2, \text{ Дж/кг}, \quad (7.7)$$

де c' і c_2 – теплоємність повітря і парів води при температурі виходу їх з сушарки, Дж/(кг·°С);

t_1 – температура повітря на вході в сушарку, °С;

t_2 – температура повітря на виході з сушарки, °С;

i – прихована теплота пароутворення, Дж/кг.

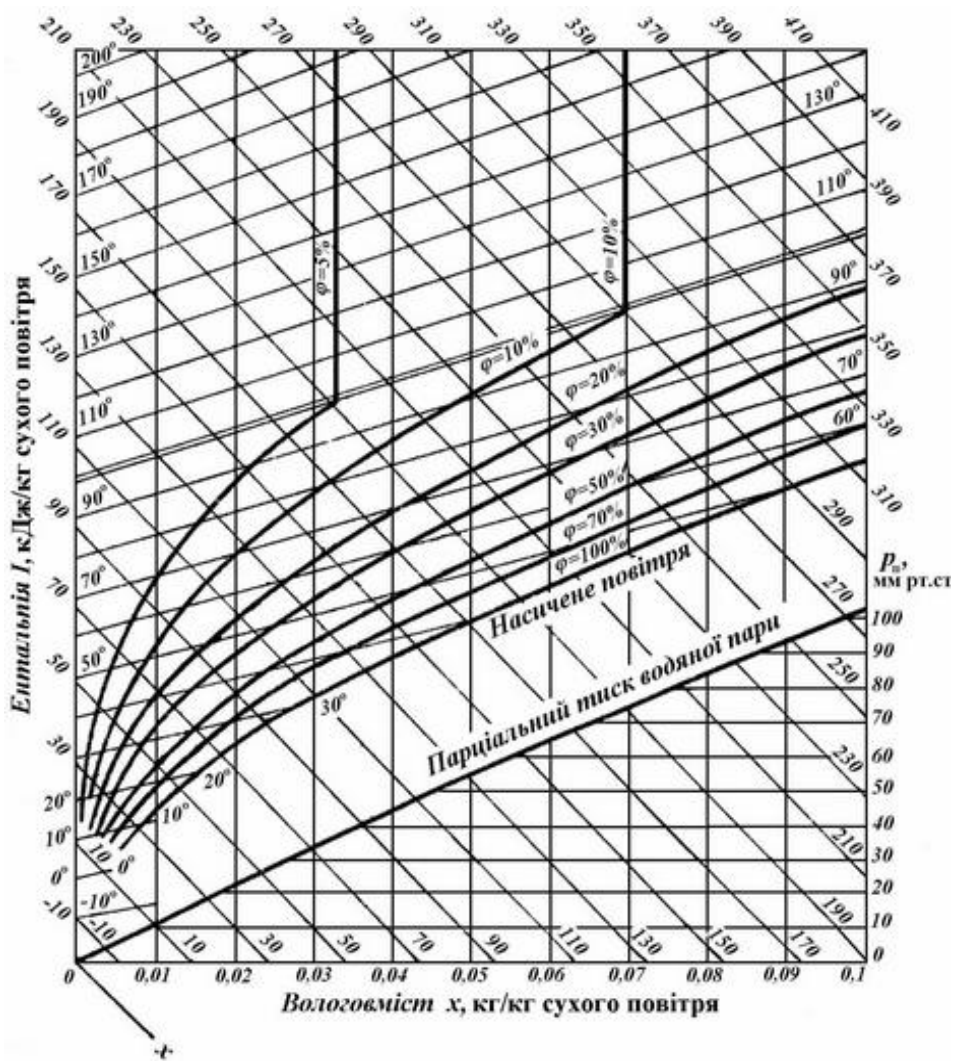


Рис. 7.2. I - d діаграма вологого повітря

Витрату повітря на сушіння матеріалу можна визначити за формулою:

$$L = \frac{Q_n \cdot \eta}{I_1 - I_2}, \text{ кг/год.} \quad (7.8)$$

де η – коефіцієнт, який враховує теплові втрати в навколишнє середовище, $\eta=1,05$.

Об'єм сушильного барабана:

$$V = \frac{G_v}{A} \quad (7.9)$$

де A – напруження сушарки за випареною вологою, $\frac{\text{кг/м}^3}{\text{год}}$, що підбирається з практичних даних в межах від 5 до 15.

Коефіцієнт заповнення барабана матеріалом:

$$\varphi' = \frac{G_1 \cdot \tau}{60 \cdot V \cdot \rho}, \quad (7.10)$$

де τ – термін сушіння матеріалу, що визначається експериментально, або приймається за даними роботи сушарок аналогічного типу, хв.;

ρ – насипна густина матеріалу, кг/м^3 .

Діаметр барабана:

$$D = 1,13 \sqrt{\frac{L}{v} \cdot \frac{1}{1-\varphi'}}, \text{ м} \quad (7.11)$$

де v – швидкість повітря на виході з барабана, приймається в межах 1,5-3 м/с;

V_n - об'єм повітря, що виходить з сушарки при температурі T .

Довжина барабана:

$$L = \frac{V}{0,785D^2}, \text{ м.} \quad (7.12)$$

Потужність, що затрачається на обертання барабана:

$$N = \frac{M_{кр} \cdot n}{9551\gamma} \cdot e \cdot \varepsilon, \text{ кВт}, \quad (7.13)$$

де n – частота обертання барабана, об./хв.;

$$n = \frac{m \cdot k \cdot L}{\tau \cdot D \cdot t g \alpha}.$$

$M_{кр}$ – крутний момент, Н·м

$$M_{кр} = L \cdot f \cdot (G_0 + 0.785D^2 \varphi' \rho g), \quad (7.14)$$

- $a = 0,5 \dots 5^\circ$ – кут нахилу осі барабана;
 m – коефіцієнт, що залежить від конструкції барабана (при підйомно-лопатевій насадці $m=0,5$, при секторній або без насадок $m=1,0$);
 k – коефіцієнт, що визначається з табл. 7.1;
 f – приведений коефіцієнт тертя;
 G_6 – вага сушильного барабана, Н/пог. м, визначається за табл. 7.2.

Таблиця 7.1 – Значення коефіцієнта К

Напрямок руху	прямотечійний		протитечійний	
	легкий	важкий	легкий	важкий
К	0,2	0,7	2	5

Таблиця 7.2 – Значення приведенного коефіцієнта тертя

Діаметр барабана, мм	1100	1200	1400	1600	1800	2000	2200
Вага погонного метра $G, Н$	10790	12750	15200	18630	20600	24520	26980
Коефіцієнт, f	$4 \cdot 10^{-3}$	$4,3 \cdot 10^{-3}$	$4,1 \cdot 10^{-3}$	$4,6 \cdot 10^{-3}$	$4,7 \cdot 10^{-3}$	$4,9 \cdot 10^{-3}$	$5,1 \cdot 10^{-3}$

- $\gamma = 0,8$ – к.к.д. привода;
 ψ – коефіцієнт, що залежить від типу ущільнення (при сальниковому – $\psi = 1,1$, при лабіринтовому – $\psi = 1,0$);
 $\epsilon = 1,2$ – коефіцієнт, що враховує ексцентриситет (неспіввісність).
 Для сушарок з насадками крутний момент визначається за формулою:

$$M_{кр} = L \cdot G_6 \cdot f + 0.785 k \cdot D^2 \varphi / \rho g (l_1 + l_2 + Lf), \text{ Н/м}, \quad (7.15)$$

де k – коефіцієнт, що враховує вплив насадок на крутний момент.
 l_1 і l_2 – довжина насадки і приймальної камери, м.

Приклад розрахунку

Вихідні дані. Розрахувати барабанну сушарку за наступними даними: У сушарку поступає матеріал з початковою вологістю $W_1 = 8 \%$ і просушується до кінцевої вологості $W_2 = 0,1\%$. Продуктивність сушарки 1600 кг/год. Тривалість сушіння матеріалу – 90 хв. Насипна маса матеріалу – $\gamma = 15790 \text{ Н/м}^3$, насипна густина матеріалу – $\rho = 1600 \text{ кг/м}^3$. Теплоємність матеріалу – $c = 1257 \text{ Дж/(кг·град.)}$. Початкова температура сушіння матеріалу – 20°C , кінцева температура сушіння матеріалу – 70°C .

Теплоносій – повітря, що має наступні параметри:

температура повітря на вході в калорифер $t_0=20$ °С, відносна вологість повітря $\phi=70$ %, температура повітря на вході в сушарку – 120 °С; температура повітря на виході з сушарки – 60 °С, напруження сушильного барабана по волозі, $A = 10$ кг/м³.

Визначаємо кількість води G_W , яку необхідно випарити, та кількість висушеного матеріалу G_2 :

$$G_W = 1600 \cdot \frac{8-0,1}{100-0,1} = 126,5 \text{ кг/год}$$

$$G_2 = 1600 \cdot \frac{100-8}{100-0,1} = 1473,5 \text{ кг/год}$$

Кількість повітря, необхідна для випарювання води визначається за формулою (7.4).

З I-d діаграми визначаємо вологовміст d_0 для повітря, яке поступає в калорифер з параметрами $t_0=20$ °С та відносною вологістю повітря $\phi=70$ % (точка А), який рівний $0,011$ кг/кг та ентальпію $I_0=51$ кДж/кг. При нагріванні повітря в калорифері до температури 120 °С вологовміст $d_1 = d_0 = 0,011$ кг/кг. Побудуємо на I-d діаграмі лінії підігрівання повітря та лінію сушіння (рис. 7.3).

Визначаємо вологовміст повітря на виході з сушарки за формулою:

$$d_2 = \frac{\theta \cdot Q_n \cdot d_1 + G_W (I_1 - c \cdot t_0)}{\theta \cdot Q_n + G_W (i - c_1 \cdot t_0)}$$

Для цього визначаємо ентальпію (тепловміст) повітря на вході в сушарку:

$$I_1 = ct_1 + (c_1 t_1 + i) \cdot d_1 = 1009 \cdot 120 + (2090 \cdot 120 + 2710 \cdot 10^3) \cdot 0,011 = 186218 \text{ Дж/кг.}$$

Кількість теплоти для нагрівання матеріалу:

$$Q_n = c_m \cdot G_2 (T_k - T_n) = 1257 \cdot 1474 \cdot (343 - 293) = 9264 \cdot 10^4 \text{ Дж/кг,}$$

де $T_k = 70 + 273 = 343$ К; $T_n = 20 + 273 = 293$ К.

Тоді вологовміст повітря на виході з сушарки:

$$d_2 = \frac{1,05 \cdot 9264 \cdot 10^4 \cdot 0,011 + 126,5 \cdot (147520 - 1005 \cdot 60)}{1,05 \cdot 9264 \cdot 10^4 + 126,5 \cdot (2610 \cdot 10^3 - 1870 \cdot 60)} = 0,032 \text{ кг/кг.}$$

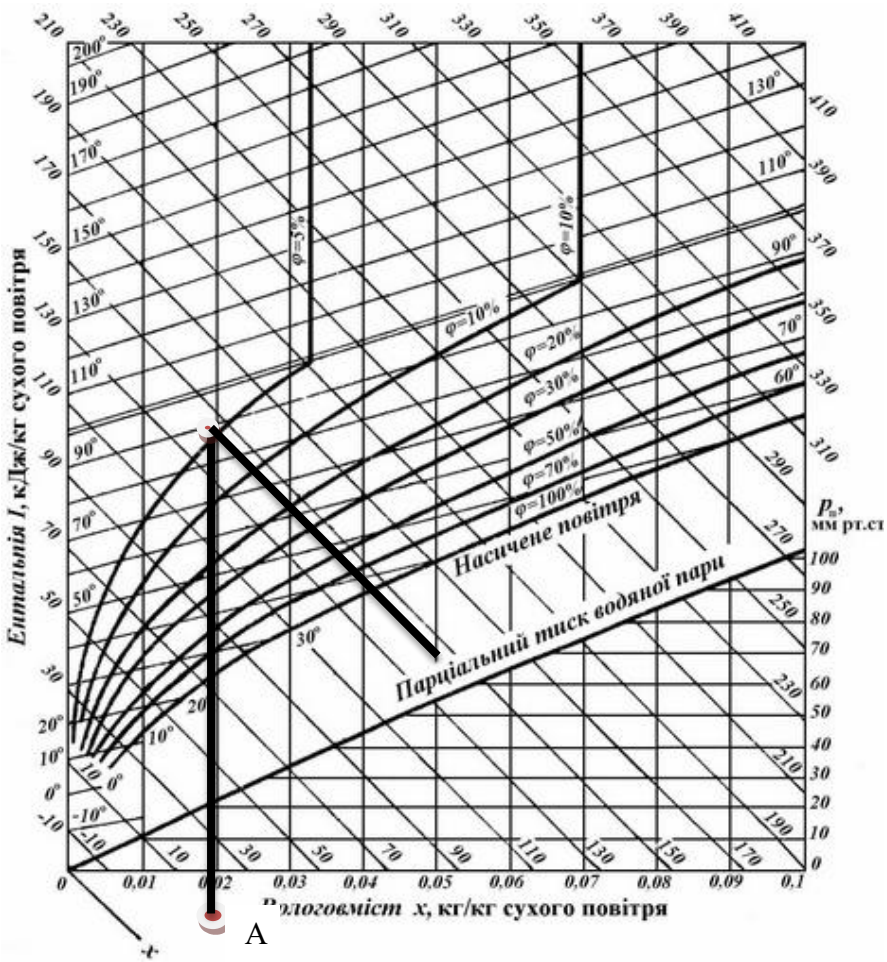


Рис. 7.3. Побудова лінії підігрівання повітря та лінії сушіння на I-d діаграмі вологого повітря

Визначаємо ентальпію (тепловміст) повітря на виході з сушарки:

$$I_2 = c/t_2 + (c_2 t_2 + i) \cdot d_2, = 1005 \cdot 60 + (1870 \cdot 60 + 2610 \cdot 10^3) \cdot 0,032 = 147410 \text{ Дж/кг.}$$

Витрати повітря на сушіння визначаються за балансом вологи:

$$L = \frac{G_W}{d_2 - d_1} = \frac{126,5}{0,032 - 0,011} = 6023 \text{ кг/год.}$$

Об'єм барабана сушарки:

$$V = \frac{G_W}{A} = \frac{126,5}{10} = 12,65 \text{ м}^3.$$

Коефіцієнт заповнення барабана:

$$\varphi' = \frac{G_1 \cdot \tau}{60 \cdot V \cdot \rho} = \frac{1600 \cdot 90}{60 \cdot 12,65 \cdot 1600} = 0,12.$$

Діаметр барабана:

$$D = 1,13 \sqrt{\frac{V_n}{v}} \cdot \frac{1}{1 - \varphi'} = 1,13 \sqrt{\frac{6966/3600}{2}} \cdot \frac{1}{1 - 0,12} = 1,27 \text{ м.}$$

Об'єм вологого повітря $V_n = L \rho_n = 6966 \text{ м}^3/\text{год}$, де $\rho_n = 1 \text{ кг/м}^3$ – густина повітря;

Швидкість повітря на виході з сушарки приймаємо $v = 2 \text{ м/с}$. За стандартними розмірами приймаємо найближчий діаметр барабана $D = 1200 \text{ мм}$ (табл. 7.2).

Тоді довжина його буде:

$$L = \frac{V}{0,785 D^2} = \frac{12,65}{0,785 \cdot 1,2^2} = 11,2 \text{ м.}$$

Потужність, що затрачається для приводу барабана:

$$N = \frac{M_{кр} \cdot n}{9551 \gamma} \cdot \varepsilon \cdot e = \frac{700 \cdot 6}{9551 \cdot 0,7} \cdot 1,1 \cdot 1,2 = 0,9 \text{ к Вт.}$$

Частота обертання барабана:

$$n = \frac{m \cdot k \cdot L}{\tau \cdot D \cdot t g \alpha} = \frac{1 \cdot 2 \cdot 11}{90 \cdot 1,2 \cdot t g 20} = 6 \text{ об/хв.}$$

де $m = 1,0$ – приймається як для барабана без насадок;

$k = 2$ – при протитечійному русі для легкого матеріалу;

$\gamma = 0,7$ – к.к.д. приводу барабана;

ε – експериментальний коефіцієнт для ущільнення сальникового $\varepsilon =$

1,1;

e – розрахунковий коефіцієнт, приймається $e = 1,2$.

Крутний момент:

$$M_{кр} = L \cdot f \cdot (G_{\delta} + 0.785D^2\varphi/\rho g) = 11 \cdot 4,3 \cdot 10^{-3}(12750 + 0,785 \cdot 1,2^2 \cdot 0,12 \cdot 1600 \cdot 9,81) = 700 \text{ Нм}.$$

Величини f і G_{δ} приведені в табл. 7.2 і залежать від діаметра барабана.

Контрольне завдання

Розрахувати барабанну сушарку для сушіння сипкого матеріалу згідно даних табл. 7.3.

Вихідні дані для розрахунку: початкова вологість матеріалу W_1 , %; кінцева вологість матеріалу W_2 , %; продуктивність сушарки по вологовому матеріалу G_1 , кг/год; тривалість сушіння матеріалу τ , хв.; густина матеріалу, ρ , кг/м³; теплоємність матеріалу c , Дж/(кг·°C); початкова температура сушіння матеріалу $t_{m1} = 20$ °C, кінцева температура сушіння матеріалу t_{m2} , °C.

Теплоносії – повітря, що має наступні параметри: температура повітря на вході в калорифер t , °C, початкова вологість повітря φ , %, температура повітря на вході в сушарку t_1 , °C; температура повітря на виході з сушарки t_2 , °C.

Таблиця 7.3 – Вихідні дані для розрахунку

Передостання цифра шифру	Задані величини							Остання цифра шифру	Задані величини			
	W_1 , %	W_2 , %	ρ , кг/м ³	G_1 , кг/с	t_{m2} , °C	τ , хв	c , Дж/(кг·°C)		t , °C	φ , %	t_1 , °C	t_2 , °C
0	20,0	14,0	700	3,2	40	100,0	2010	0	20	75	60	30
1	4,0	0,1	850	4,5	55	55,0	1700	1	18	65	80	35
2	18,0	13,5	680	2,4	45	65,0	1950	2	19	85	65	28
3	2,5	0,15	800	4,8	60	90,0	1680	3	21	60	85	25
4	19,0	13,0	720	1,5	35	95,0	2000	4	20	70	60	20
5	5,0	0,2	920	2,7	65	95,0	1710	5	20	55	75	26
6	2,1	0,12	880	1,8	55	70,0	1690	6	23	50	90	35
7	20	13,5	670	1,9	38	75,0	2010	7	18	80	55	24
8	17	12,5	640	3,5	52	85,0	1980	8	17	85	65	30
9	3,5	0,18	900	2,5	50	90,0	1695	9	22	60	70	35

Практична робота 8 РОЗРАХУНОК РЕКТИФІКАЦІЙНОЇ КОЛОНИ

Теоретичні відомості

Протитечійні ректифікаційні колони призначені для проведення процесу ректифікації. Вони містять контактні елементи (тарілки або насадку), які призначені для створення тісного контакту між фазами. В результаті багаторазового протитечійного контакту рідини та пари, що відбувається на послідовних тарілках (ступенях), склад взаємодіючих фаз суттєво змінюється по висоті колони: парова фаза, рухаючись вгору, збагачується легкокиплячим компонентом (л.к.к.), а вміст цього компонента у рідкій фазі, при її стіканні вниз, зменшується, рідка фаза тобто збагачується важкокиплячим компонентом (в.к.к.). Ректифікаційна колона в установках безперервної дії може бути повною (містити зміцнюючу або концентраційну частину та виснажну частину) або неповною, тобто містити лише зміцнюючу або лише виснажну частини. В зміцнюючій (концентраційній) частині збільшується вміст ЛЛК в парі, яка рухається вгору за рахунок флегми. Вихідна суміш подається в колону на межі між зміцнюючою та виснажуючою частинами колони.

Рідинний потік в колоні (флегма) утворюється за рахунок часткової конденсації пари, що виходить з верхньої частини колони, в спеціальних теплообмінниках – дефлегматорах. Для створення парового потоку в колоні в її нижню частину вводять певну кількість теплоти за рахунок подачі пари (через поверхню теплопередачі або безпосередньо в колону).

У харчовій промисловості цей процес використовується переважно при виробництві етилового спирту.

Принципова схема ректифікаційної тарілкової колони безперервної дії зображена на рис. 8.1. У колону подається водно-спиртова суміш у кількості M (кг/с), що містить л.к.к. концентрацією a_m (мас. %), при температурі кипіння подається в колону на тарілку живлення. Обігрів колони здійснюється паром у кількості P (кг/с). В результаті суміш розподіляється на два продукти – дистилят D , (кг/с) з вмістом л.к.к. a_D , (мас. %) , та кубовий залишок S (кг/с), з вмістом л.к.к. a_S , (мас. %).

Основними етапами розрахунку ректифікаційного апарата є визначення необхідного числа тарілок для забезпечення заданого розділення продукту, визначення величини парового потоку та потоку флегми. Останні дають можливість визначити енергетичні затрати на проведення процесу розділення та встановити геометричні розміри апарата, що забезпечують задану продуктивність. Розглянемо в загальному вигляді ці етапи.

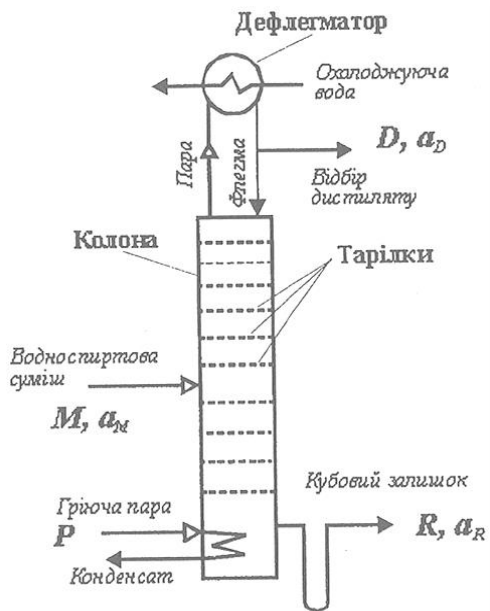


Рис. 8.1. Принципова схема ректифікаційної колони безперервної дії

На основі закону збереження речовини складають рівняння матеріального балансу по всій кількості речовин, що беруть участь в процесі, та по л.к.к.:

$$M = D + S; \tag{8.1}$$

$$x_M = D \cdot x_D + S \cdot x_S. \tag{8.2}$$

Дані матеріального балансу, отримані при спільному розв'язанні цих рівнянь, можна звести до таблиці 8.1.

Таблиця 8.1 – Дані для розрахунку матеріального балансу

Компонент	Кількість речовин та їх склад								
	Суміш			Дистиллят			Залишок		
	кг	мас., %	мол., %	кг	мас. %	мол., %	кг	мас. %	мол., %
Спирт									
Вода									
Всього	M =			D =			S =		

Для практичних розрахунків процесу ректифікації користуються складом рідини та пари, вираженим в молярних частках і в молярних відсотках. Масові проценти a_M , a_D , та a_S перераховують в молярні x_M , x_D , та x_S за формулою:

$$x = \frac{\left(\frac{a}{M_{cn.}}\right) \cdot 100}{\frac{a}{M_{cn.}} + \frac{(100-a)}{M_e}}, \quad (8.3)$$

де $M_{cn.} = 46$, $M_e = 18$ – молекулярні маси відповідно етилового спирту і води.

Мінімальне флегмове число знаходять з рівняння:

$$R_{min} = \frac{x_D - y_M^*}{y_M^* - x_M}, \quad (9.4)$$

де y_M^* – вміст л.к.к. в парі, рівноважній з рідиною (наприклад, при $x_M = 40,0$ мол. %, $y_M^* = 61,44$ мол. % (див. табл. 8, додаток).

Дійсне флегмове число:

$$R = \beta \cdot R_{min}, \quad (8.5)$$

де β – коефіцієнт надлишку флегми.

При деяких значеннях x_D та x_M ($x = 35 \dots 80$ мол. %) формула для визначення мінімального флегмового числа може бути незастосовною, оскільки робоча лінія KL верхньої частини колони може перетнути криву рівноваги в двох точках на ділянці, що має сідлоподібну форму (рис. 8.2). В цьому випадку R_{min} визначають графічно, для чого з точки L проводять пряму LN , дотичну до лінії рівноваги, та визначають відрізок B_0 в молярних процентах.

Тоді мінімальне флегмове число знаходять з рівняння:

$$R_{min} = \frac{x_D}{B_0} - 1. \quad (8.6)$$

Зазвичай число теоретичних тарілок ректифікаційної колони визначають графічно (рис. 8.2). Для цього за даними табл. 8, додатку на міліметровому папері будують криву рівноваги для суміші етиловий спирт - вода в молярних процентах. Для визначення числа теоретичних тарілок на

графік наносять робочі лінії процесу для верхньої та нижньої частин колони, що відповідають рівнянням:

$$y = \frac{R}{R+1} \cdot x + \frac{x_p}{R+1}, \quad (8.7)$$

$$x = \frac{R+1}{z+R} \cdot y + \frac{z-1}{z+R} \cdot x_R \quad (8.8)$$

де $z = \frac{M}{D}$ – відношення маси початкової суміші і дистиляту.

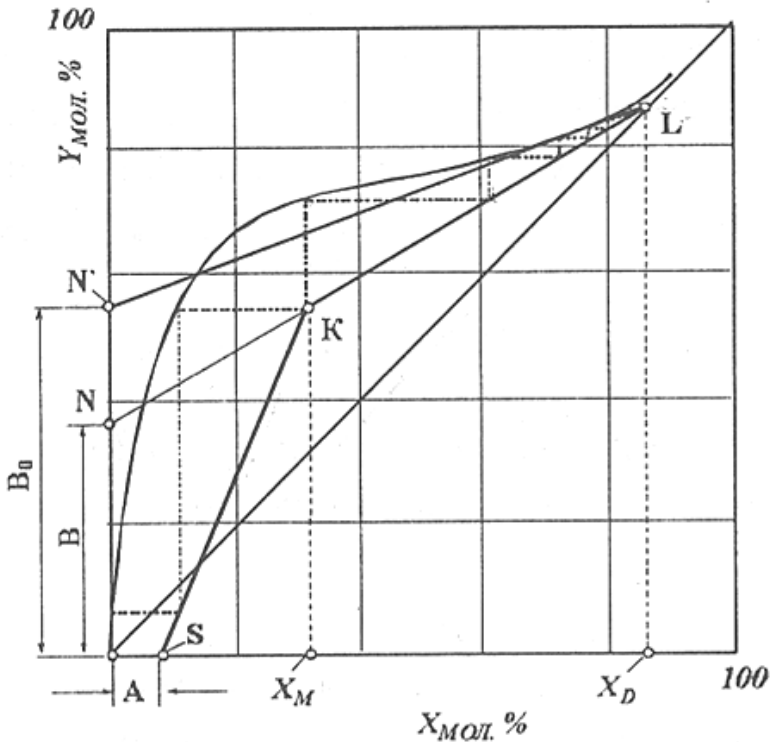


Рис. 8.2. Визначення кількості теоретичних тарілок.

Робочі лінії будуються так: з точки x_D на горизонтальній осі проводять перпендикуляр до перетину з діагоналлю графіка (що відповідає рівності $y=x$ (% мол.)). Отримують точку L , що лежить на робочій лінії верхньої частини колони. Другу точку N цієї лінії знаходять, відкладаючи на вертикальній осі відрізок B , що дорівнює:

$$B = \frac{x_D}{R+1}, \quad (8.9)$$

Відрізок LN буде робочою лінією верхньої частини колони.

Для побудови робочої лінії нижньої частини колони з точки x_m проводять перпендикуляр до перетину з робочою лінією верхньої частини колони. Знаходять точку перетину K .

На горизонтальній осі відкладають відрізок A :

$$A = \frac{Z-1}{Z+R} \cdot x_R. \quad (8.10)$$

З'єднавши отриману точку S з точкою K , отримують робочу лінію нижньої частини колони. Для визначення необхідної кількості теоретичних тарілок будують ступені зміни концентрації між рівноважною та робочою лініями, починаючи від точки K . Отримана кількість ступенів концентрацій n_T - число теоретичних тарілок. Тоді число дійсних тарілок:

$$n_\theta = \frac{n_T}{\varepsilon}, \quad (8.11)$$

де ε – коефіцієнт корисної дії тарілки ($\varepsilon = 0,35 \dots 0,65$).

Знаючи необхідну відстань між тарілками H , можна знайти висоту колони:

$$H = (n_\theta - 1) \cdot h + h_1 + h_2, \quad (8.12)$$

де h_1 та h_2 – відповідно, відстань від нижньої тарілки до основи колони та відстань від верхньої тарілки до верхнього днища колони, м ($h_1 = 0,7$ м; $h_2 = 0,3$ м).

Внутрішній діаметр колони можна визначити з рівняння:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}}, \quad (8.13)$$

де V – об'єм пари, що піднімається в колоні, м³/с;

d – діаметр колони, м;

ω – припустима швидкість пари у вільному перерізі колони, м/с.

Для багатоковпачкових тарілок, що працюють в умовах спиртової промисловості, для визначення припустимої швидкості найбільш застосовна формула Кіршбаума:

$$\omega = \frac{C}{\rho_n^m}, \quad (8.14)$$

де C та m - коефіцієнти, що залежать від відстані між тарілками;

ρ_n – густина пари, кг/м³.

На рис.9.3 наведено графік для визначення швидкості пари по Кіршбауму.

Густина пари відповідно до масового вмісту спирту в парах водно-спиртової суміші знаходимо за таблицею 9, додатку.

Оскільки густина пари по висоті колони досить суттєво змінюється, знайдемо її наближено як середнє арифметичне густини у верхній та в нижній частинах колони:

$$\rho_n = \frac{\rho_{n1} + \rho_{n2}}{2}, \quad (8.15)$$

де ρ_{n1} та ρ_{n2} – густини пари, знайдені при вмісті спирту в парах, що відповідають рівноважному вмісту спирту в суміші, що подається, та в дистилляті.

Об'ємну витрату пари, що проходить через вільний переріз колони, можна з деяким наближенням розрахувати за формулою:

$$V = \frac{D \cdot (R+1)}{\rho_n}. \quad (8.15)$$

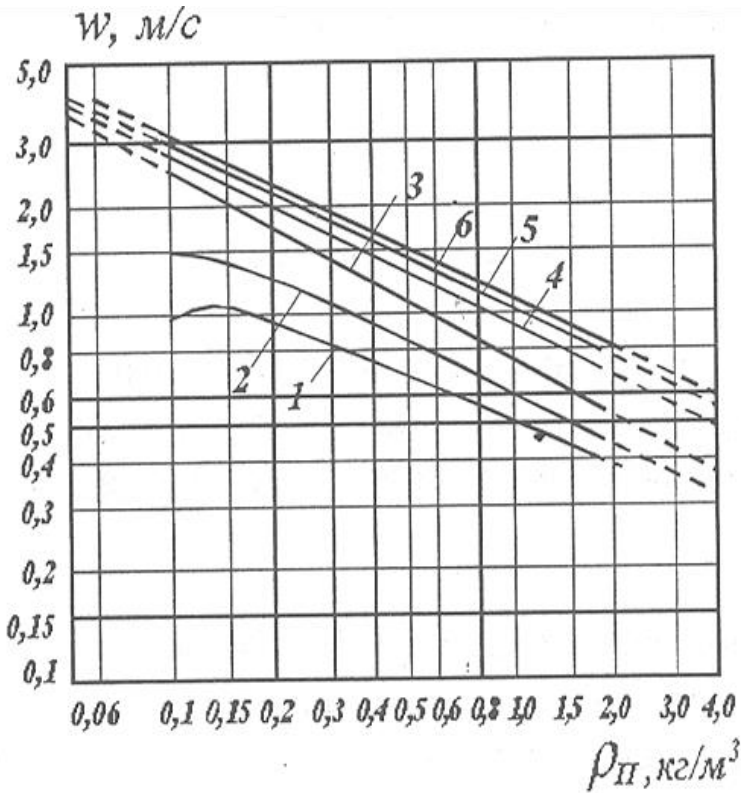


Рис. 8.3. Залежність припустимої швидкості пари (w , м/с) від її густини (ρ_{π} , кг/м³) та відстані між тарілками (h , мм):
 1 - $h = 135$; 2 - $h = 150$; 3 - $h = 200$; 4 - $h = 300$; 5 - $h = 400$; 6 - $h = 500$.

Питому витрату гріючої пари p (кг/кг дистилату) можна знайти за формулою Циганкова:

$$p = (1,285 - 0,009 \cdot a_D) \cdot R - 0,012 \cdot a_D + 1,707. \quad (8.16)$$

Тоді загальна витрата гріючої пари P (кг/с):

$$P = pD. \quad (9.17)$$

Приклад розрахунку

В ректифікаційному апараті безперервної дії з ковпачковими тарілками відбувається розділення водно-спиртової суміші. Підведення пари – через поверхню теплообміну. Абсолютний тиск в колоні -100 кПа.

Вихідні дані:

- витрата водно-спиртової суміші $M = 1500$ кг/год.;
- масова концентрація спирту в суміші $a_M = 24$ % мас.;
- масова концентрація спирту в дистилляті $a_D = 92$ мас. %;
- масова концентрація спирту в кубовому залишку $a_S = 3,2$ мас. %;
- коефіцієнт надлишку флегми $\beta = 2$;
- відстань між тарілками $H = 300$ мм.

З матеріального балансу складаємо систему рівнянь для визначення масових витрат дистилляту D (кг/с) та кубового залишку S (кг/с), визначаємо:

$$S = \frac{M(a_D - a_M)}{3600(a_D - a_S)} = \frac{1500 \cdot (92 - 24)}{3600 \cdot (92 - 3,2)} = 0,319 \text{ кг/с};$$

$$D = \frac{M}{3600} - S = \frac{1500}{3600} - 0,319 = 0,0976 \text{ кг/с}.$$

2. Масова витрата спирту (S_{cn} , кг/с) та води (S_e , кг/с) в кубовому залишку визначиться:

$$S_{cn} = S \cdot \frac{a_S}{100} = 0,319 \cdot \frac{3,2}{100} = 0,0102 \text{ кг/с};$$

$$S_e = S - S_{cn} = 0,319 - 0,0102 = 0,309 \text{ кг/с}.$$

Аналогічно розрахуємо масові витрати води і спирту: в суміші

$$M_{cn} = M \cdot \frac{a_M}{100} = 0,417 \cdot \frac{24}{100} = 0,1 \text{ кг/с};$$

$$M_e = M - M_{cn} = 0,417 - 0,1 = 0,317 \text{ кг/с}.$$

в дистилляті

$$D_{cn} = D \cdot \frac{a_D}{100} = 0,0976 \cdot \frac{92}{100} = 0,0898 \text{ кг/с};$$

$$D_e = D - D_{cn} = 0,0976 - 0,0898 = 0,0078 \text{ кг/с}.$$

Масові відсотки a_M , a_D та a_S перераховуємо в молярні x_M , x_D та x_S :

$$x_M = \frac{\frac{a_M}{M_{cn}} \cdot 100}{\frac{a_M}{M_{cn}} + \frac{100 - a_M}{M_e}} = \frac{\frac{24}{46} \cdot 100}{\frac{24}{46} + \frac{100 - 24}{18}} = 11,0\% ;$$

$$x_D = \frac{\frac{a_D}{M_{cn}} \cdot 100}{\frac{a_D}{M_{cn}} + \frac{100 - a_D}{M_e}} = \frac{\frac{92}{46} \cdot 100}{\frac{92}{46} + \frac{100 - 92}{18}} = 81,82\%$$

$$x_S = \frac{\frac{a_S}{M_{cn}} \cdot 100}{\frac{a_S}{M_{cn}} + \frac{100 - a_S}{M_e}} = \frac{\frac{3,2}{46} \cdot 100}{\frac{3,2}{46} + \frac{100 - 3,2}{18}} = 1,28\%$$

Отримані дані заносять в табл. 8.3.

Таблиця 8.3 – Розрахункові значення

Компонент	Кількість речовин та їх склад								
	Суміш			Дистиллят			Залишок		
	кг/с	мас. %	мол. %	кг/с	мас. %	мол. %	кг/с	мас. %	мол. %
Спирт	0,1	24	11	0,0898	92	81,82	0,0102	3,2	1,28
Вода	0,317	76	89	0,0078	8	18,18	0,309	96,8	98,72
Всього	$M=0,417$	-	-	0,0976	-	-	0,319	-	-

Знаходимо мольну концентрацію спирту в паровій фазі, рівноважну з концентрацією спирту в рідкій фазі (в суміші) за таблицею 9.4: для $x_M=11$ % мол., $y^*=45,41$ % мол.

Розраховуємо мінімальне флегмове число:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_M^*}{y_M^* - x_M} = \frac{81,82 - 45,41}{45,41 - 11} = 1,06.$$

Знаходимо дійсне флегмове число:

$$R = \beta \cdot R_{\min} = 2 \cdot 1,06 = 2,12.$$

Знаходимо параметр Z:

$$Z = \frac{M}{D} = \frac{0,417}{0,0976} = 4,27.$$

Будуємо робочі лінії верхньої та нижньої частин колони. Для цього знаходимо в координатах (x, %мол. у, %мол.) знаходимо координати точок L, N, S, K:

$$x(L)=y(L)=81,82;$$

$$x(N)=0; \quad y(N) = \frac{x_D}{R+1} = \frac{81,82}{2,21+1} = 26,27;$$

$$x(S) = \frac{(Z-1) \cdot x_S}{Z+R} = \frac{(4,27-1) \cdot 1,28}{4,27+2,21} = 0,65; \quad y(S)=0$$

$$x(K)=y(K)=x_M=11.$$

Дані для побудови лінії рівноваги вмісту спирту в рідині та парі беремо з таблиці 9, додатку. Можна також скористатись готовим графіком (рис. 8.4).

Побудовою знаходимо кількість ступенів концентрацій - число теоретичних тарілок. В даному випадку $n_T=16$.

Лінія рівноваги вмісту спирту в рідині та парі,
що утворюється при кипінні, при атмосферному тиску (дані табл. 8.9)

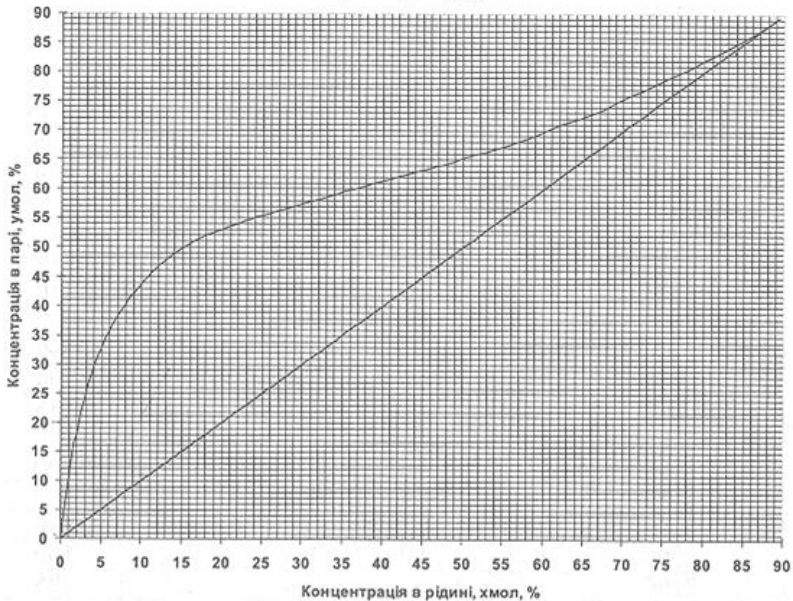


Рис. 8.4. Лінія рівноваги вмісту спирту в рідині та парі, що утворюється при кипінні, при атмосферному тиску

Коефіцієнт корисної дії тарілки прийемо: $\varepsilon = 0,5$. Тоді число дійсних тарілок:

$$n_o = \frac{n_T}{\varepsilon} = \frac{16}{0,5} = 32 \cdot$$

Висота колони:

$$H = (n_o - 1) \cdot h + h_1 + h_2 = (32 - 1) \cdot 0,3 + 0,7 + 0,3 = 10,3 \text{ м.}$$

За табл. 9 за числовим значенням x_D та x_S , (% мол.), визначаємо рівноважний вміст спирту в парах для суміші (45,41 % мол. або 68,0 % мас). Для дистилляту вона дорівнює: $x_D = 81,82$ % мол. або $a_D = 92,0$ % мас.

Для вказаних значень (в масових відсотках) вмістів спирту в парах і тиску 100 кПа за таблицею 10 знаходимо густини пари ρ_{n1} та ρ_{n2} : $\rho_{n1} = 1,104$ кг/м³; $\rho_{n2} = 1,488$ кг/м³.

Тоді середня густина пари:

$$\rho_n = \frac{\rho_{n1} + \rho_{n2}}{2} = \frac{1,104 + 1,488}{2} = 1,296 \text{ кг/м}^3.$$

14. Об'ємну витрату пари, що проходить через вільний переріз колони, знаходимо за формулою:

$$V = \frac{D \cdot (R+1)}{\rho_n} = \frac{0,0976 \cdot (2,12+1)}{1,296} = 0,234 \text{ м}^3/\text{с}.$$

За графіком на рис.9.3 відповідно до умов нашого прикладу знаходимо швидкість пари у вільному перерізі колони: $\omega = 0,85$ м/с.

Знаходимо внутрішній діаметр колони:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{0,234}{0,785 \cdot 0,85}} = 0,593 \text{ м}.$$

Приймаємо внутрішній діаметр колони $d = 0,60$ м.

Питома витрата пари на кілограм дистилляту, кг/кг:

$$p = (1,285 - 0,009a_D) R - 0,012a_D + 1,707 = \\ = (1,285 - 0,009 \cdot 92) \cdot 2,12 - 0,012 \cdot 92 + 1,707 = 1,57.$$

Тоді загальна витрата гріючої пари P :

$$P = 1,57 \cdot 0,60 = 0,942 \text{ кг/с}.$$

Контрольне завдання.

В ректифікаційній колоні безперервної дії з ковпачковими тарілками відбувається розділення водно-спиртової суміші. Підведення пари – через поверхню теплообміну. Абсолютний тиск в колоні – P , кПа.

Параметри водно-спиртової суміші:

- витрата водно-спиртової суміші M , кг/год.;
- масова концентрація спирту в суміші a_m , % мас.;
- масова концентрація спирту в дистиляті a_D , мас. %;
- масова концентрація спирту в кубовому залишку a_S , мас. %;

- коефіцієнт надлишку флегми β ;
- відстань між тарілками H , мм.

Необхідно розрахувати:

- внутрішній діаметр апарата, м;
- висоту робочої частини (кількість тарілок), од.;
- витрату гріючої пари, кг/с.

Вихідні дані до розрахунку вказані в табл. 8.2.

Таблиця 9.3 – Завдання для розрахунку

Варіант	Масова витрата водно-спиртової суміші	Масова концентрація спирту			Коефіцієнт надлишку флегми	Відстань між тарілками в колоні
		в суміші, що подається	в дис-тиляті	в кубо-вому залишку		
	M , кг/год	a_M , %	a_D , %	a_S , %	β	h , мм
<i>l</i>	2	4	5	6	8	9
1	2000	20	91,5	2	1,5	135
2	2200	18	93	4	1,7	150
3	2500	22	91	2,5	2,5	400
4	2700	25	92,5	1,5	1,9	300
5	2900	19	91,8	1,9	2,3	500
6	3100	23	92,2	2,2	1,6	135
7	3300	19,5	92,8	1	2,4	150
8	3500	24	90	2	1,5	200
9	1500	19,4	92,3	1,2	2,8	300
10	1700	23	89,5	1	1,7	400
11	4000	18,6	89	1,3	1,9	500
12	2100	19,8	93	1,8	2,1	135
13	2300	21,4	91,7	2	1,8	150
14	2500	23,6	92	1,9	2,3	200
15	2750	22,3	91	3,2	1,9	300
16	3000	19	93	3	2,5	400
17	4100	18	92	1,5	2	500
18	3500	23	91,5	1,7	2,2	200
19	1750	20	92,2	2	1,7	150
20	2200	24	91,8	2,5	1,6	135
21	1800	14	92,7	0,8	2,5	350
22	2400	18	94,2	0,9	2,2	300

<i>1</i>	<i>2</i>	<i>4</i>	<i>5</i>	<i>6</i>	<i>8</i>	<i>9</i>
23	2950	20	90,1	1,0	1,8	250
24	3700	20	91,3	2,0	1,5	200
25	4300	25	90,7	1,4	1,8	150
26	2350	22	92,2	1,7	1,7	150
27	2600	24	94,8	1,5	1,6	135
28	1880	19	92,7	0,8	2,5	350
29	2300	25	96,0	0,6	2,2	300
30	3100	27	96,6	1,1	1,8	250

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Конструкції і розрахунки машин та апаратів переробних виробництв: підручник / В. С. Бойко, К. О. Самойчук, В. Г. Тарасенко, О. П. Ломейко, В. О. Олексієнко, С. В. Петриченко, А. А. Пупинін, Г. І. Гавдида. Київ, ПрофКнига, 2021. 320 с.
2. Процеси і апарати харчових виробництв: Підруч. / За ред. І.Ф. Малежика. – К.: НУХТ, 2021. 419 с.
3. Процеси і апарати харчових виробництв: приклади і задачі: навч. посіб. / І.Ф.Малежик, П.М. Немирович, В.Л.Зав'ялов та ін.; за ред. І.Ф.Малежика; Нац. ун-т харч. технолог. К.: НУХТ, 2015. 386с.
4. Процеси і апарати. Механічні та гідромеханічні процеси: Підручник / В.С. Бойко, К.О. Самойчук, В.Г. Тарасенко, В.О. Верхованцева, Н.О. Паляничка, Є.В. Михайлов, О.О. Червоткіна. Мелітополь; 2021. 445 с.
5. Тертишний О.О., Півоваров О.А., Кошулько В.С. Механічні процеси та обладнання харчових виробництв: Навчальний посібник,. Дніпро: ДДАЕУ, 2022. 351 с.
6. Черевко О.І. Процеси і апарати харчових виробництв. Лабораторний практикум. Світ книг. 2020. 168 с.

ДОДАТОК

Таблиця 1 – Параметри сухої насиченої пари (за тиском)

P	t	i	r	P	t	i	r
Па·10 ⁵	°C	$\frac{\kappa Дж}{\kappa \mathcal{L}}$	$\frac{\kappa Дж}{\kappa \mathcal{L}}$	Па·10 ⁵	°C	$\frac{\kappa Дж}{\kappa \mathcal{L}}$	$\frac{\kappa Дж}{\kappa \mathcal{L}}$
		$\frac{\kappa \mathcal{L}}{\kappa \mathcal{L}}$	$\frac{\kappa \mathcal{L}}{\kappa \mathcal{L}}$			$\frac{\kappa \mathcal{L}}{\kappa \mathcal{L}}$	$\frac{\kappa \mathcal{L}}{\kappa \mathcal{L}}$
0,010	8,9	2513	2484	0,90	96,7	2670	2265
0,015	13,0	2525	2470	0,95	98,2	2673	2261
0,020	17,5	2533	2459	1,00	99,64	2675	2258
0,025	21,1	2539	2451	1,10	102,3	2679	2250
0,030	24,0	2545	2444	1,20	104,8	2683	2244
0,035	26,7	2550	2438	1,30	107,1	2687	2233
0,040	29,0	2554	2433	1,40	109,3	2690	2232
0,045	31,1	2557	2427	1,50	111,4	2693	2226
0,050	33,0	2561	2423	1,60	113,3	2696	2221
0,055	34,6	2564	2419	1,70	115,2	2699	2216
0,060	36,2	2567	2415	1,80	117,0	2702	2211
0,065	37,6	2570	2412	1,90	119,0	2704	2206
0,070	39,0	2572	2409	2,00	120,2	2707	2202
0,075	40,3	2574	2405	2,10	121,8	2709	2198
0,080	41,5	2576	2402	2,20	123,3	2711	2193
0,085	42,7	2578	2399	2,30	124,7	2713	2188
0,090	43,8	2580	2387	2,40	126,1	2715	2185
0,095	44,9	2582	2394	2,50	127,4	2717	2182
0,10	45,8	2584	2392	2,60	128,7	2719	2178
0,15	54,0	2599	2373	2,70	130,0	2721	2175
0,20	60,1	2609	2358	2,80	131,2	2722	2171
0,25	65,0	2618	2373	2,90	132,4	2724	2167
0,30	69,1	2625	2558	3,00	133,5	2725	2164
0,35	73,4	2632	2346	3,10	134,7	2727	2161
0,40	75,6	2636	2336	3,20	135,8	2728	2157
0,45	78,8	2641	2325	3,30	136,8	2730	2154
0,50	81,4	2645	2318	3,40	137,7	2731	2151
0,55	83,7	2649	2311	3,50	138,8	2732	2148
0,60	85,9	2653	2304	3,60	139,9	2734	2145
0,65	88,0	2657	2298	3,70	140,0	2735	2142
0,70	90,0	2660	2278	3,80	141,8	2736	2139
0,75	91,8	2663	2273	3,90	142,7	2737	2136
0,80	93,5	2665	2269	4,00	143,6	2738	2133
0,85	95,2	2668	2269				

Таблиця 2 – Теплопровідність і густина деяких твердих матеріалів

Матеріал	Густина, кг/м ³ ρ	Теплопро- відність, Вт/м °С, λ	Матеріал	Густина, кг/м ³ ρ	Теплопро- відність, Вт/м °С, λ
Алюміній	2700	203	Мідь	8800	384
Бронза	8000	64	Свинець	11400	34,9
Латунь	8500	93	Сталь	7850	46
Нікель	8800	58	Сталь нерж.	7900	17,5
Чавун	7500	46-93	Срібло	10500	418

Таблиця 3 – Фізичні властивості насиченої водяної пари

Температура, t °С	Тиск, Р, Па 10 ³	Густина ρ, кг/м ³	Питома теплоємність, С, Дж/кг 10 ³	Ентальпія, і, Дж/кг 10 ⁶	Теплопровідність, λ, Вт/м °С 10 ⁻²	Динамічна в'язкість, μ, Па с 10 ⁻⁶	Кінематична в'язкість, ν, 10 ⁻⁶	Теплота пароутворення, г, Дж/кг 10 ⁶	Критерій Прандтля, Pr
30	3,500	0,0320	1,86	2,55	1,34	8,31	259,7	2,42	1,15
40	7,620	0,0525	1,87	2,57	1,49	8,76	166,8	2,40	1,10
50	14,52	0,0985	1,87	2,59	1,63	9,22	93,60	2,37	1,06
60	20,25	0,1365	1,87	2,61	1,77	9,69	70,99	2,35	1,02
70	36,20	0,2215	1,88	2,63	1,94	10,17	45,91	2,33	0,98
80	48,75	0,3020	1,88	2,64	2,11	10,64	35,23	2,31	0,95
90	79,95	0,4250	1,89	2,66	2,25	11,11	26,14	2,28	0,93
100	101,04	0,5980	2,01	2,68	2,41	11,59	19,38	2,26	0,97
110	142,24	0,8270	2,05	2,69	2,58	12,07	14,59	2,23	1,02
120	208,95	1,1120	2,09	2,71	2,75	12,55	11,28	2,20	1,00
130	269,77	1,4960	2,18	2,73	2,93	13,14	8,780	2,17	0,99
140	361,99	1,9670	2,22	2,74	3,07	13,64	6,930	2,14	1,01
150	475,78	2,5480	2,30	2,75	3,31	14,12	5,540	2,11	1,02
160	618,03	3,2600	2,39	2,76	3,48	14,71	4,51	2,08	1,02
170	792,65	4,1220	2,47	2,78	3,69	15,20	3,680	2,05	1,04
180	1003,5	5,1570	2,55	2,79	3,83	15,79	3,060	2,01	1,06
190	1255,6	6,3920	2,72	2,80	4,09	16,38	2,560	1,98	1,09
200	1555,8	7,8570	2,85	2,80	4,30	16,87	2,140	1,94	1,11

Таблиця 4 – Фізичні властивості води при температурі кипіння

Температура, t °С	Тиск, Р, 9,8 10 ³	Щільність ρ, кг/м ³	Питома теплоємність, С, Дж/кг 10 ³	Ентальпія, і, Дж/кг 10 ³	Теплопровідність, λ, Вт/м °С 10 ⁻²	Динамічна в'язкість, μ, Па с 10 ⁻⁶	Кінематична в'язкість, η, 10 ⁻⁶	Коефіцієнт об'ємного розширення, β 10 ⁴ °с	Критерій Прандтля, Pr
0	1	999,8	4,24	0	0,550	1,79	1,790	0,63	13,7
10	1	999,6	4,21	41,9	0,573	1,30	1300	0,88	9,56
20	1	998,2	4,21	83,8	0,597	1,00	1,000	2,07	7,06
30	1	995,6	4,20	125,7	0,616	0,80	0,805	3,04	5,5
40	1	992,2	4,20	167,6	0,632	0,65	0,659	3,90	4,3
50	1	988,0	4,20	209,5	0,646	0,55	0,556	4,60	3,56
60	1	983,2	4,21	251,4	0,658	0,47	0,479	5,30	3,00
70	1	977,7	4,21	293,3	0,666	0,41	0,415	5,80	2,56
80	1	971,8	4,22	335,2	0,673	0,36	0,366	6,30	2,23
90	1	965,3	4,23	377,1	0,678	0,31	0,326	7,00	1,95
100	1,03	958,3	4,23	419,0	0,681	0,28	0,292	7,50	1,75
110	1,46	951,0	4,24	461,3	0,683	0,25	0,268	8,00	1,58
120	2,02	943,1	4,25	504,0	0,684	0,23	0,244	8,60	1,43
130	2,75	934,8	4,27	546,8	0,684	0,21	0,226	9,20	1,32
140	3,68	926,1	4,29	489,5	0,683	0,19	0,212	9,70	1,23
150	4,85	916,9	4,32	632,7	0,682	0,18	0,202	10,30	1,17
160	6,30	907,4	4,35	675,4	0,681	0,17	0,191	10,80	1,10
170	8,08	897,3	4,39	719,8	0,677	0,16	0,181	11,50	1,05
180	10,23	876,0	4,43	763,8	0,673	0,15	0,173	12,20	1,01
190	12,80	864,7	4,46	808,2	0,678	0,14	0,166	12,90	0,97
200	15,86	852,8	4,51	852,6	0,661	0,14	0,160	13,60	0,94
210	19,46	840,3	4,61	897,9	0,653	0,13	0,154	14,60	0,92
220	23,66	827,3	4,65	941,1	0,644	0,12	0,149	15,60	

Таблиця 5 – Теплофізичні характеристики деяких харчових продуктів

Продукт	Температура, °C t	Теплоємність, Дж/кг·°C С	Динамічна в'язкість, Па·с, $\mu \cdot 10^{-3}$	Густина, кг/м ³	Коефіцієнт теплопровід- ності, Вт/м·°C λ	Критерій Прандтля Pr
Молоко	10	3870	2,52	1032	0,489	20
	20	3890	1,82	1029	0,495	14,3
	30	3900	1,35	1025	0,500	10,6
	40	3910	1,10	1021	0,506	8,5
	50	3870	0,87	1016	0,516	8,6
	60	3856	0,72	1011	0,518	5,35
	70	3852	0,63	1005	0,524	4,65
	80	3850	0,58	1000	0,530	4,2
Вода	0	4230	1,79	1000	0,551	13,7
	10	4190	1,31	1000	0,575	9,52
	20	4190	1,00	998	0,599	7,02
	30	4180	0,804	996	0,618	5,42
	40	4180	0,657	992	0,634	4,31
	50	4180	0,549	988	0,648	3,54
	60	4180	0,470	983	0,659	2,98
	70	4190	0,406	978	0,668	2,55
	80	4190	0,355	972	0,675	2,21
	90	4190	0,315	965	0,680	1,95
100	4230	0,283	958	0,682	1,75	
Мускат Білий	10	3610	4,707	1089	0,373	45,6
	20	3612	3,128	1086	0,392	28,8
	30	3615	2,275	1082	0,416	19,7
	40	3617	1,755	1077	0,430	14,7
	50	3620	1,441	1071	0,448	11,6
	60	3622	1,343	1065	0,474	10,2
	70	3625	1,236	1059	0,500	8,9
Вино Фруктове	10	4080	2,254	1015	0,360	33,5
	20	4083	2,079	1012	0,384	22,1
	30	4086	1,530	1008	0,407	15,4
	40	4089	1,206	1003	0,430	11,5
	50	4089	1,026	1003	0,430	11,5
	60	4095	1,030	993	0,477	8,8
	70	4096	0,980	988	0,498	8,1
Пиво світле	20	3849	3,201	1038	0,535	23,0
	30	3854	2,187	1035	0,539	15,6
	40	3857	1,856	1030	0,542	12,2
	50	3860	1,254	1025	0,550	8,8
	60	3865	1,124	1020	0,563	7,7
	70	3870	1,018	1020	0,571	6,9
	Пиво темне	20	3996	3,760	1012	0,531
30		4001	3,470	1010	0,537	25,8
40		4007	3,010	1008	0,548	22,0
50		4016	2,465	1006	0,556	17,8
60		4021	2,020	1003	0,569	14,3
70		4026	1,465	1000	0,581	10,1

Таблиця 6 – Теплофізичні характеристики водно-спиртових розчинів

Показник	Концентрація, мас.%											
	t, °C	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
C, кДж/(кг·К)	20	4,183	4,262	4,304	4,212	3,961	3,789	3,550	3,266	2,998	2,730	2,403
	30	4,199	4,270	4,310	4,270	4,100	3,850	3,600	3,350	3,100	2,810	2,510
	40	4,183	4,283	4,312	4,245	4,091	3,873	3,663	3,429	3,140	2,906	2,600
	50	4,190	4,270	4,310	4,440	4,190	4,020	3,850	3,680	3,220	2,930	2,720
	60	4,187	4,283	4,342	4,275	4,132	3,948	3,776	3,584	3,341	3,140	2,948
	70	4,212	4,310	4,310	4,480	4,350	4,230	4,100	3,940	3,640	3,350	2,970
	80	4,216	4,310	4,310	4,520	4,400	4,310	4,230	4,100	3,850	3,560	3,100
ρ, кг/м ³	20	998	982	969	954	935	914	891	868	844	818	789
	30	996	979	964	948	928	906	883	859	836	809	781
	40	994	975	959	941	920	898	874	850	826	800	772
	50	988	971	953	935	921	889	865	841	817	791	763
	60	983	964	947	927	903	880	856	831	807	781	754
	70	978	957	939	919	894	871	846	822	797	772	744
	80	972	954	932	910	885	862	837	812	787	762	735
λ, Вт/(м·К)	20	0,61	0,61	0,50	0,45	0,41	0,35	0,30	0,27	0,24	0,23	0,19
	30	0,62	0,62	0,52	0,48	0,42	0,37	0,33	0,28	0,26	0,24	0,19
	40	0,64	0,64	0,54	0,49	0,44	0,38	0,34	0,30	0,27	0,26	0,18
	50	0,65	0,65	0,55	0,50	0,45	0,39	0,36	0,31	0,28	0,27	0,18
	60	0,66	0,66	0,56	0,51	0,46	0,41	0,37	0,33	0,29	0,28	0,18
	70	0,67	0,67	0,57	0,52	0,48	0,42	0,38	0,34	0,30	0,28	0,18
	80	0,68	0,68	0,58	0,54	0,49	0,43	0,38	0,35	0,31	0,29	0,18
μ, Па·с x10 ⁻³	20	0,998	1,548	2,168	2,670	2,867	2,832	2,642	2,369	1,998	1,601	1,221
	30	0,801	1,153	1,539	1,849	1,941	2,001	1,906	1,744	1,519	1,270	0,997
	40	0,653	0,896	1,144	1,353	1,455	1,476	1,426	1,328	1,181	1,022	0,824
	50	0,549	0,726	0,896	1,038	1,116	1,136	1,109	1,044	0,950	0,835	0,695
	60	0,470	0,602	0,728	0,826	0,887	0,904	0,887	0,841	0,778	0,695	0,590
	70	0,405	0,509	0,606	1,038	0,724	0,739	0,727	0,696	0,648	0,589	0,506
	80	0,320	0,420	0,524	0,548	0,680	0,686	0,680	0,602	0,524	0,470	0,420

Таблиця 7 – Теплофізичні властивості сухого повітря за умови нормального атмосферного тиску

$t, ^\circ\text{C}$	$\rho, \text{кг/м}^3$	$C_p, \text{кДж/(кг}\cdot\text{град.)}$	$\lambda \cdot 10^2, \text{Вт/(м}^2 \cdot \text{с)}$	$a \cdot 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	$\mu, \text{Па}\cdot\text{с}$	$\nu, 10^6, \text{м}^2/\text{с}$	Pr
-20	1,395	1,009	2,28	16,2	16,2	11,79	0,716
-10	1,342	1,009	2,36	17,4	16,7	12,43	0,712
0	1,293	1,009	2,44	18,8	17,2	13,28	0,707
10	1,247	1,005	2,51	20,0	17,6	14,16	0,705
20	1,205	1,005	2,59	21,4	18,1	15,06	0,703
30	1,165	1,005	2,67	22,9	18,6	16,0	0,701
40	1,128	1,005	2,76	24,3	19,1	16,96	0,699
50	1,093	1,005	2,803	25,7	19,6	17,95	0,698
60	1,060	1,005	2,90	27,2	20,1	18,97	0,696
70	1,029	1,009	2,96	28,6	20,6	20,02	0,694
80	1,000	1,009	3,05	30,2	21,1	21,09	0,692
90	0,972	1,009	3,13	31,9	21,5	22,10	0,690
100	0,946	1,009	3,21	33,6	21,9	23,13	0,688
120	0,898	1,009	3,34	36,8	22,8	25,45	0,686
140	0,854	1,013	3,49	40,3	23,7	27,80	0,684
160	0,815	1,017	3,64	43,9	24,5	30,09	0,682
180	0,779	1,022	3,78	47,5	25,3	32,49	0,681
200	0,746	1,026	3,93	51,4	26,0	34,85	0,680

Таблиця 8 – Склад і температура киплячої водно-спиртової суміші та пари

Склад і температура киплячої водно-спиртової суміші та пари, що утворюється, при атмосферному тиску

Склад рідини		Температура кипіння, $^\circ\text{C}$	Склад пари		Склад рідини		Температура кипіння, $^\circ\text{C}$	Склад пари	
мас. % спирту	мол. % спирту		мас. % спирту	мол. % спирту	мас. % спирту	мол. % спирту		мас. % спирту	мол. % спирту
$a, \%$	$X, \%$		$a, \%$	$X, \%$	$a, \%$	$X, \%$		$a, \%$	$X, \%$
1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
0,10	0,04	99,80	1,30	0,51	44,00	23,51	82,50	75,60	54,80
0,15	0,06	99,70	1,95	0,77	45,00	24,25	82,50	75,90	55,22
0,20	0,08	99,60	2,60	1,03	46,00	25,00	82,40	76,10	55,48
0,30	0,12	99,50	3,80	1,57	47,00	25,75	82,40	76,30	55,74
0,40	0,16	99,40	4,90	1,98	48,00	26,53	82,20	76,50	56,03

1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
0,50	0,19	99,30	6,10	2,48	49,00	27,32	82,00	76,80	56,44
0,60	0,23	99,20	7,10	2,90	50,00	28,12	81,90	77,00	56,71
0,70	0,27	99,10	8,10	3,33	51,00	28,93	81,80	77,30	57,12
0,80	0,31	99,00	9,00	3,72	52,00	29,80	81,70	77,50	57,41
0,90	0,35	98,90	9,90	4,12	53,00	30,61	81,60	77,70	57,70
1,00	0,39	98,80	10,80	4,51	54,00	31,47	81,50	78,00	58,11
2,00	0,79	97,70	19,70	8,76	55,00	32,34	81,40	78,20	58,39
3,00	1,19	96,70	27,20	12,75	56,00	33,24	81,30	78,50	58,78
4,00	1,61	95,80	33,30	16,34	57,00	34,16	81,30	78,70	59,10
5,00	2,01	94,90	37,00	18,68	58,00	35,09	81,20	79,00	59,55
6,00	2,43	94,20	41,10	21,45	59,00	36,02	81,10	79,20	59,84
7,00	2,86	93,40	44,60	23,96	60,00	36,98	81,00	79,50	60,29
8,00	3,29	92,60	47,60	26,21	61,00	37,97	81,00	79,70	60,58
9,00	3,73	91,90	50,00	28,12	62,00	38,95	80,90	80,00	61,02
10,00	4,16	91,30	52,20	29,92	63,00	40,00	80,80	80,30	61,44
11,00	4,61	90,80	54,10	31,56	64,00	41,02	80,70	80,50	61,76
12,00	5,07	90,50	55,80	33,06	65,00	42,09	80,60	80,80	62,22
13,00	5,51	89,70	57,40	34,51	66,00	43,17	80,50	81,00	62,52
14,00	5,98	89,20	58,80	35,83	67,00	44,27	80,50	81,30	62,99
15,00	6,46	89,00	60,00	36,98	68,00	45,41	80,40	81,60	63,43
16,00	6,86	88,30	61,10	38,06	69,00	46,55	80,30	81,90	63,91
17,00	7,41	87,90	62,20	39,16	70,00	47,72	80,20	82,10	64,21
18,00	7,95	87,70	63,20	40,18	71,00	48,92	80,10	82,40	64,70
19,00	8,41	87,40	64,30	41,27	72,00	50,16	80,00	82,80	65,35
20,00	8,92	87,00	65,00	42,09	73,00	51,39	80,00	83,10	65,81
21,00	9,42	86,70	65,80	42,94	74,00	52,68	79,90	83,40	66,28
22,00	9,93	86,40	66,60	43,82	75,00	54,00	79,80	83,80	66,93
23,00	10,48	86,20	67,30	44,61	76,00	55,34	79,70	84,10	67,42
24,00	11,00'	85,90	68,00	45,41	77,00	56,71	79,70	84,50	68,07
25,00	11,53	85,70	68,60	46,6*8	78,00	58,11	79,70	84,90	68,76
26,00	12,08	85,40	69,30	46,90	79,00	59,55	79,60	85,40	69,59
27,00	12,64	85,20	69,80	47,49	80,00	61,02	79,50	85,80	70,29

1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
28,00	13,19	85,00	70,30	48,08	81,00	62,52	79,40	86,30	71,15
29,00	13,77	84,80	70,80	48,68	82,00	64,05	79,30	86,70	71,86
30,00	14,35	84,70	71,30	49,30	83,00	65,64	79,20	87,20	72,71
31,00	14,95	84,50	71,70	49,77	84,00	67,27	79,10	87,70	73,61
32,00	15,55	84,30	72,10	50,27	85,00	68,92	79,00	88,30	74,70
33,00	16,16	84,20	72,50	50,78	86,00	70,62	78,90	88,90	75,81
34,00	16,77	83,90	72,90	51,27	87,00	72,36	78,80	89,50	76,93
35,00	17,41	83,80	73,20	51,67	88,00	74,15	78,70	90,10	78,00
36,00	18,03	83,70	73,50	52,04	89,00	75,99	78,60	90,70	79,26
37,00	18,68	83,50	73,60	52,43	90,00	77,88	78,50	91,30	80,42
38,00	19,34	83,40	74,00	52,68	91,00	79,82	78,40	92,00	81,80
39,00	20,00	83,30	74,30	53,09	92,00	81,82	78,30	92,70	83,15
40,00	20,68	83,10	74,60	53,46	93,00	83,87	78,30	93,40	84,70
41,00	21,38	83,00	74,80	53,76	94,00	85,97	78,20	94,20	86,40
42,00	22,07	82,80	75,10	54,12	95,00	88,15	78,20	95,05	88,25
43,00	22,79	82,70	75,40	54,58	95,57	89,41	78,15	95,57	89,41

Таблиця 9 – Густина насиченої пари p_n , кг/м³ водно-спиртових сумішей при різному тиску

Вміст спирту в парах, % мас.	Тиск, МПа				Вміст спирту в парах, % мас.	Тиск, МПа			
	0,100	0,105	0,110	0,120		0,100	0,105	0,110	0,120
1	2	3	4	5	1	2	3	4	5
0	0,589	0,618	0,638	0,7	55	0,933	0,965	0,999	1,073
5	0,62	0,644	0,67	0,725	60	0,976	1,015	1,05	1,12
10	0,643	0,668	0,693	0,755	65	1,025	1,067	1,109	1,19
15	0,667	0,691	0,715	0,78	70	1,085	1,125	1,176	1,258
20	0,694	0,716	0,742	0,805	75	1,145	1,196	1,247	1,34
25	0,722	0,745	0,768	0,837	80	1,214	1,269	1,326	1,43
30	0,75	0,777	0,799	0,87	85	1,295	1,354	1,418	1,535
35	0,785	0,808	0,833	0,904	90	1,38	1,448	1,52	1,65
40	0,817	0,844	0,87	0,941	95	1,48	1,557	1,632	1,775
45	0,854	0,881	0,909	0,984	100	1,598	1,675	1,75	1,91
50	0,887	0,92	0,95	1,025					

ЗМІСТ

Передмова.....	3
Практична робота №1. Визначення технічних властивостей сировини..	4
Практична робота №2. Розрахунок машин для подрібнення твердих матеріалів.....	8
Практична робота №3. Розрахунок апаратів для перемішування рідких харчових продуктів.....	18
Практична робота №4. Розрахунок фільтраційних апаратів.....	26
Практична робота №5. Визначення основних розмірів кожухотрубного теплообмінника.....	34
Практична робота 6. Розрахунок випарного апарату.....	45
Практична робота №7. Розрахунок барабанної сушарки.....	56
Практична робота 8. Розрахунок ректифікаційної колони.....	65
Список використаних джерел.....	79
Додаток.....	80

Для нотаток

Для нотаток

Для нотаток

Процеси і апарати харчових виробництв [Текст]: методичні вказівки до практичних занять для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти освітньої програми «Харчові технології» G Інженерія, виробництво та будівництво спеціальності G13 Харчові технології денної та заочної форм навчання / уклад. С. Г. Панасюк. Луцьк : ЛНТУ, 2025. 92 с.

Комп'ютерний набір та верстка:

С.Г. Панасюк

Луцький національний технічний університет
43018 м. Луцьк, вул. Львівська, 75