

Степова К. В., Кочмар І.М.

Інженерна екологія.

Практикум

Навчальний посібник

Львів – 2021

УДК 628.5

ББК 20.18

Степова К. В., Кочмар І.М. Інженерна екологія. Практикум. Навчальний посібник. – Львів: ЛДУБЖД, 2021. – 103 с.

Рецензенти:

- Сабадаш В.В.** доктор технічних наук, професор, доцент кафедри екології та збалансованого природокористування Національного університету "Львівська політехніка", інституту екології, природоохоронної діяльності та туризму імені В.Чорновола.
- Карабин В.В.** доктор технічних наук, доцент, начальник навчально-наукового інституту психології та соціальної роботи Львівського державного університету безпеки життєдіяльності

Практикум складено згідно з програмою курсу "Інженерна екологія" для спеціальності 101 "Екологія". Містить основні теоретичні відомості, розрахункові формули, приклади розв'язання типових задач, а також задачі для самостійної роботи до кожної з тем. У додатках наведено довідковий матеріал, необхідний для виконання завдань.

Розраховано для підготовки фахівців рівня вищої освіти бакалавр за спеціальністю 101 "Екологія".

Рекомендовано до друку рішенням Вченої ради Львівського державного університету безпеки життєдіяльності (протокол № _____ від _____ 2020)

© Степова К. В., Кочмар І.М., 2021

© ЛДУБЖД, 2021

ЗМІСТ

Розділ 1. Основи прикладної гідравліки

Основні залежності та розрахункові формули

Приклади розв'язання типових задач

Задачі для самостійної роботи

Розділ 2. Розділення неоднорідних систем

Основні залежності та розрахункові формули

Приклади розв'язання типових задач

Задачі для самостійної роботи

Розділ 3. Теплопередача

Основні залежності та розрахункові формули

Приклади розв'язання типових задач

Задачі для самостійної роботи

Розділ 4. Масопередача. Абсорбція

Основні залежності та розрахункові формули

Приклади розв'язання типових задач

Задачі для самостійної роботи

Розділ 5. Адсорбція

Основні залежності та розрахункові формули

Приклади розв'язання типових задач

Задачі для самостійної роботи

Відповіді на контрольні задачі

Додатки

РОЗДІЛ 1

ОСНОВИ ПРИКЛАДНОЇ ГІДРАВЛІКИ

Основні залежності та розрахункові формули

1. На основі рівняння Клапейрона, густина будь-якого газу за заданої температури і тиску може бути розрахована за формулою:

$$\rho = \rho_0 \frac{T_0 p}{T p_0} = \frac{M}{22,4} \frac{273 p}{T p_0}, \quad (1.1)$$

де $\rho_0 = \frac{M}{V_M}$ – густина газу за нормальних умов (н.у.), кг/м³; M – мольна маса газу, кг/кмоль;

V_M – мольний об'єм газу за н.у., м³/кмоль; T – температура, К.

Тиск p і p_0 мають бути виражені в однакових одиницях вимірювання.

Нормальні умови:

$$T = 0 \text{ } ^\circ\text{C} = 273 \text{ K}$$

$$p = 760 \text{ мм рт.ст.} = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па}$$

Густина суміші газів:

$$\rho_{\text{см}} = y_1 \rho_1 + y_2 \rho_2 + \dots$$

де y_1, y_2, \dots – об'ємні частинки компонентів газової суміші; ρ_1, ρ_2, \dots – відповідні густини компонентів.

2. Тиск p стовпа рідини з густиною ρ та висотою h дорівнює:

$$p = \rho g h. \quad (1.2)$$

Тут p виражено в Па; ρ – в кг/м³; g – в м/с²; h – в м.

Виходячи з цього рівняння, отримуємо співвідношення між одиницями тиску:

$$1 \text{ атм} = 760 \text{ мм рт. ст.} = \rho g h = 13\,600 \cdot 9,81 \cdot 0,76 = 1,013 \cdot 10^5 \text{ Па} = 1,033 \cdot 10^4 \text{ мм вод. ст.} = 1,033 \cdot 10^4 \text{ кгс/м}^2 = 1,033 \text{ кгс/см}^2;$$

$$1 \text{ кгс/см}^2 = 10^4 \text{ кгс/м}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па} = 735 \text{ мм рт. ст.} = 10^4 \text{ мм вод. ст.}$$

3. Основне рівняння гідростатики:

$$p = p_0 + \rho gh, \quad (1.3)$$

де p – гідростатичний тиск на глибині h (в м) від поверхні рідини, Па; p_0 – тиск на поверхню рідини, Па.

Сила тиску рідини на плоску стінку P (в Н):

$$p = (p_0 + \rho gh_c)F, \quad (1.4)$$

де p_0 – тиск на поверхні рідини, Па; h_c – глибина занурення центра тяжіння під рівнем рідини, м; ρ – густина рідини, кг/м^3 ; F – площа поверхні стінки, м^2 ; $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

4. Співвідношення між одиницями вимірювання динамічного коефіцієнта в'язкості μ , які часто застосовуються:

$$1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

Кінематичний коефіцієнт в'язкості ν (в $\text{м}^2/\text{с}$) пов'язаний з динамічним коефіцієнтом в'язкості μ співвідношенням:

$$\nu = \mu/\rho. \quad (1.5)$$

5. Рівняння витрати.

Об'ємна витрата рідини чи газу V (в $\text{м}^3/\text{с}$):

$$V = wf. \quad (1.6)$$

Масова витрата рідини чи газу M (в кг/с):

$$M = V\rho = wf\rho. \quad (1.7)$$

Тут f – площа поперечного перерізу потоку, м^2 ; w – середня швидкість потоку, м/с ; ρ – густина рідини або газу, кг/м^3 .

Для трубопроводу круглого перерізу рівняння (1.6) має вигляд:

$$V = 0,785d^2w,$$

де d – внутрішній діаметр труби, м.

За заданої витрати V і прийнятої швидкості w діаметр трубопроводу визначається за рівнянням:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785w}}. \quad (1.8)$$

6. Основні категорії гідродинамічної подібності потоків, які протікають по трубах і каналах.

Критерій Рейнольдса, який характеризує гідродинамічний режим і являє собою міру відношення сил інерції і внутрішнього тертя в потоці:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu}, \quad (1.9)$$

де w – середня швидкість потоку, м/с; d – діаметр трубопроводу, м; ρ – густина рідини, кг/м³; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с.

Для потоків, які проходять по прямих трубах, характерні такі значення критерію Рейнольдса:

Ламінарний рух	Re<2300
Перехідна область	2300<Re<10 000
Розвинений турбулентний рух	Re>10 000

Для потоків, які проходять по змійовиках (зігнутих трубах), критичне значення $Re_{кр}$ вище, ніж у прямих трубах, і залежить від відношення, d/D , де d – внутрішній діаметр труби змійовика, D – діаметр витків змійовика.

Для потоків некруглого поперечного перерізу у вираженні для Re підставляється еквівалентний діаметр, який дорівнює чверті гідравлічного радіуса.

Гідравлічний радіус – це відношення площі поперечного перерізу потоку до змоченого периметра Π :

$$r_r = f/\Pi. \quad (1.10)$$

Для труби круглого перерізу, яка повністю заповнена рідиною:

$$r_r = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4}. \quad (1.11)$$

Відповідно, для потоків некруглого перерізу замість діаметра можна використати еквівалентний діаметр:

$$d_e = 4r_r = 4f/\Pi. \quad (1.12)$$

Критерій Фруда, являє собою міру відношення сил інерції і тяжіння в потоці:

$$Fr = \frac{w^2}{gd}. \quad (1.13)$$

де g – прискорення вільного падіння, м/с^2 .

Критерій Ейлера, являє собою міру відношення сил інерції і тяжіння в потоці:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho w^2}, \quad (1.14)$$

де Δp – різниця тисків, Па.

7. Залежність між середньою швидкістю w і максимальною швидкістю $w_{\text{макс}}$ у трубопроводі:

а) при ламінарному режимі $w = 0,5 w_{\text{макс}}$;

б) при турбулентному режимі відношення $w/w_{\text{макс}}$ залежить від величини критерію Re ;

Наближено при турбулентному режимі $w = (0,8 \div 0,9) w_{\text{макс}}$.

8. Потужність N (в кВт), яка споживається двигуном насоса (вентилятора), розраховується за формулою:

$$N = \frac{V\Delta p}{1000\eta} = \frac{V\rho g H_H}{1000\eta} \quad (1.15)$$

Тут V – об'ємний розхід рідини або газу, $\text{м}^3/\text{с}$; Δp – підвищення тиску, яке створюється насосом (вентилятором) потоку, що перекачується і дорівнює повному гідравлічному опору в мережі, Па; H_H – напір, який створюється насосом, м; ρ – густина рідини, кг/м^3 ; $g = 9,81$

m/c^2 – прискорення вільного падіння; η – загальний ККД насосної (вентиляційної) установки.

При перекачуванні рідин насосами рівняння (1.15) справджується при будь-яких Δp , а для газів лише при $\Delta p \leq 0,981 \times 10^4$ Па, або $0,1$ кгс/см² (вентилятори). Якщо для газів $\Delta p > 0,981 \times 10^4$ Па (газодувки, компресори), то витрата енергії розраховується за термодинамічними формулами.

При розрахунку потужності, яка витрачається насосом або вентилятором, за рівнянням (1.15), величину Δp , яка дорівнює повному гідравлічному опору мережі, розраховують як суму таких складових:

$$\Delta p = \Delta p_{\text{шв}} + \Delta p_{\text{т}} + \Delta p_{\text{м.о}} + \Delta p_{\text{під}} + \Delta p_{\text{дод}}, \quad (1.16)$$

де $\Delta p_{\text{шв}}$ – втрата тиску на створення швидкості потоку на виході із мережі; $\Delta p_{\text{т}}$ – втрата тиску на подолання опору тертя; $\Delta p_{\text{м.о}}$ – втрата тиску на подолання місцевих опорів; $\Delta p_{\text{під}}$ – затрата тиску на підйом рідини; $\Delta p_{\text{дод}}$ – різниця тисків у просторі нагнітання і в просторі всмоктування.

9. Втрата тиску на створення швидкості потоку:

$$\Delta p_{\text{шв}} = \frac{w^2 \rho}{2}, \quad (1.17)$$

де w – швидкість потоку в трубі, м/с; ρ – густина рідини (газу), кг/м³.

10. Втрата тиску на тертя в прямих трубах і каналах.

А. Ізотермічний потік.

Температура рідини (газу), що тече по трубі, величина стала.

Розрахункова формула:

$$\Delta p_{\text{т}} = \lambda \frac{L}{d_e} \frac{w^2 \rho}{2}, \quad (1.18)$$

де λ – коефіцієнт тертя, безрозмірний; d_e – еквівалентний діаметр; L – довжина труби; w – швидкість потоку; ρ – густина рідини або газу.

Значення коефіцієнта тертя λ визначають за даними рис. III або за формулами.

I. Ламінарний потік. ($Re \leq 2300$) Коефіцієнт λ не залежить від шорсткості стінки труби, а залежить тільки від Re : для труб круглого перерізу.

$$\lambda = 64/Re; \quad (1.19)$$

При ізотермічному ламінарному русі рідин та газів по трубах втрата тиску на тертя може бути розрахована за формулою Гагена-Пуазейля:

$$\Delta p_T = 32 \frac{w\mu L}{d^2} \quad (1.20)$$

II. Турбулентний потік. ($Re > 2300$)

1. Гідравлічно гладкі труби (скляні, мідні, свинцеві):

$$\lambda = 0,316 \backslash Re^{0,25} \quad (1.21)$$

Формула (1.20) справджується при $Re < 100\,000$.

2. Гідравлічно шорсткі труби (сталеві, чавунні).

Безрозмірною геометричною характеристикою гідравлічно шорстких труб, крім відношення L/d_e є відносна шорсткість, тобто відношення середньої висоти виступів на стінках труби до її еквівалентного діаметра d_e :

$$\varepsilon = \frac{e}{d_e} \quad (1.22)$$

Застосовується також і обернена величина (d_e/e).

Орієнтовні середні значення шорсткості стінок труб наведені в табл. 6.

Формула для розрахунку коефіцієнта тертя λ у шорстких трубах:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \lg \left[\frac{\varepsilon}{3,7} + \left(\frac{6,81}{Re} \right)^{0,9} \right] \quad (1.23)$$

застосовується і для автотурбулентної області, якщо другу складову в квадратних дужках прирівняти до нуля.

Б. Неізотермічний потік.

При неізотермічному потоці, коли рідина, що тече по трубі, нагрівається або охолоджується (температура стінки труби відрізняється від температури рідини), потрібно праві частини формул (1.19) і (1.20) помножити на безрозмірні поправочні коефіцієнти x :

для ламінарного режиму

$$x = \left(\frac{Pr_c}{Pr_p} \right)^{1/3} \left[1 + 0,22 \left(\frac{Gr_p Pr_p}{Re_p} \right)^{0,15} \right]; \quad (1.24)$$

для турбулентного режиму в технічно гладких трубах

$$x = \left(\frac{Pr_c}{Pr_p} \right)^{1/3}, \quad (1.25)$$

де Re_p , Pr_p , Gr_p – критерії Рейнольдса, Прандтля і Грасгофа, розраховані для середньої температури рідини; Pr_c – критерій Прандтля, розрахований для рідини при температурі стінки труби.

Оскільки для газів значення критерію зі зміною температури практично залишається незмінним, то поправковий коефіцієнт за формулою (1.24) для газів дорівнює одиниці.

З підвищенням температури у крапельних рідинах значення критерію зменшуються, тому поправковий коефіцієнт при охолодженні рідини більший за одиницю, а при нагріванні рідини менший за одиницю.

11. Втрата тиску на тертя в зігнутій трубі (змійовику) $\Delta p_{зм}$ більша, ніж в прямій трубі $\Delta p_{пр}$:

$$\Delta p_{зм} = \Delta p_{пр} \varphi \quad (1.26)$$

Безрозмірний поправковий коефіцієнт $\varphi > 1$ розраховують за формулою:

$$\varphi = 1 + 3,54 \frac{d}{D}, \quad (1.27)$$

де d – внутрішній діаметр труби; D – діаметр витка змійовика.

22. Втрати тиску на подолання місцевих опорів (коліна, діафрагми, запірні пристосування, раптові розширення або звуження і т.п.).

Втрати тиску у кожному місцевому опорі є сумою двох втрат: на тертя і додаткові втрати через зміну напрямку або площі поперечного перерізу потоку. Оскільки при розрахунку опору тертя враховують всю довжину трубопроводу (включаючи місцеві опори), то за рівнянням (1.16) розраховують суму цих додаткових втрат тиску.

Розрахунок втрат тиску на місцеві опори здійснюється за формулою:

$$\Delta p_{\text{м.о.}} = \sum \zeta \frac{w^2 \rho}{2}, \quad (1.28)$$

де ζ – коефіцієнт місцевого опору, безрозмірний.

Іноді застосовується інший спосіб розрахунку, за яким втрати тиску у місцевому опорі порівнюються до гідравлічного опору прямої труби еквівалентної довжини:

$$\Delta p_{\text{м.о.}} = \lambda \frac{L_e}{d} \frac{w^2 \rho}{2} = \lambda n \frac{w^2 \rho}{2}. \quad (1.29)$$

Тут $L_e = nd$ – еквівалентна довжина прямої труби, яка має гідравлічний опір аналогічний даному місцевому опорі; n – коефіцієнт (безрозмірний), значення якого наведено у збірниках.

23. Якщо мережа являє собою трубопровід постійного поперечного перерізу, то швидкість рідини (газу) є сталою по довжині трубопроводу і повний гідравлічний опір мережі відповідно до рівняння становить:

$$\Delta p_c = \frac{w^2 \rho}{2} \left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \sum \zeta \right) + \rho g h_{\text{під}} + (p_2 - p_1) \quad (1.30)$$

Або при другому способі розрахунку втрат на місцеві опори:

$$\Delta p_c = \frac{w^2 \rho}{2} \left[1 + \frac{\lambda(L + \sum L_e)}{d_e} \right] + \rho g h_{\text{під}} + (p_2 - p_1) \quad (1.31)$$

Приклади розв'язання типових задач

1.1. Визначити в системі СІ густину діоксиду азоту при надлишковому тиску 10^5 мм вод. ст. і температурі $20\text{ }^{\circ}\text{C}$. Атмосферний тиск 760 мм рт.ст.

Розв'язок

1) *Переведемо надлишковий тиск за формулою (1.2) з мм. вод.ст. та мм.рт.ст. в Па:*

$$P_{\text{надл}} = 1000 * 9,81 * 100 = 981 \text{ кПа.}$$

$$\rho (\text{води}) = 1000 \text{ кг/м}^3.$$

$$P_{\text{атм}} = 13600 * 9,81 * 0,76 = 101,3 \text{ кПа.}$$

$$\rho (\text{ртуті}) = 13600 \text{ кг/м}^3.$$

2) *Розрахуємо ρ_0 для діоксиду азоту:*

$$\rho_0 = \frac{M}{V_{\text{мол}}}, \text{ для газів за н.у.}$$

$$\rho_0(\text{NO}_2) = \frac{M(\text{NO}_2)}{V_{\text{мол}}} = \frac{48}{22,4} = 2,05 \text{ кг/м}^3$$

3) *Переведемо температуру з градусів Цельсія в градуси Кельвіна:*

$$T_0 = 273\text{ }^{\circ}\text{K}, T = 273 + 20 = 293\text{ }^{\circ}\text{K.}$$

4) *Знаходимо абсолютний тиск:*

$$P = P_{\text{надл}} + P_{\text{атм}}$$

$$P = 101,3 \text{ кПа} + 981 \text{ кПа} = 1082,3 \text{ кПа.}$$

5) *Розрахуємо густину діоксиду азоту (NO_2):*

$$\rho = \rho_0 * \frac{P * T_0}{P_0 * T}, \text{ кг/м}^3$$

$$\rho = 2,05 * \frac{1082,3 * 273}{101,3 * 293} = 2,05 * 9,95 = 20,4 \text{ кг/м}^3$$

1.2. Вакууметр на барометричному конденсаторі показує вакуум 60 см рт. ст. Барометричний тиск 748 мм рт.ст. Визначити а) абсолютний тиск в конденсаторі в Па; б) на яку висоту H піднімається вода у барометричній трубі (рис.1.1).

Розв'язок

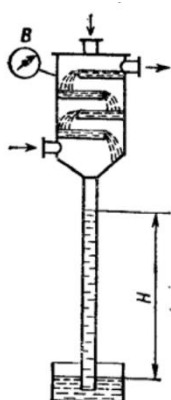


Рис.1.1. До задачі 1.2.

Розрахуємо абсолютний тиск:

$$P_{\text{абс}} = P_{\text{бар}} - P_{\text{вак}}$$

$$P_{\text{абс}} = 748 - 600 = 148 \text{ мм.рт.ст.}$$

Переведемо одиниці вимірювання тиску у конденсаторі з мм.рт.ст. у Па:

$$P_{\text{вак}} = 13600 \cdot 9,81 \cdot 0,6 = 80\,000 \text{ Па}$$

Розрахуємо висоту, на яку піднімається вода у барометричному конденсаторі:

$$H = \frac{P}{\rho g} = \frac{80000}{1000 \cdot 9,81} = 8,16 \text{ м}$$

1.3. Холодильник складається із двох концентричних сталевих труб діаметром 29 x 2,5 мм і 54 x 2,5 мм. По внутрішній трубі протікають 3,73 т/год розсолу густиною 1150 кг/м³. У міжтрубному просторі проходить 160 кг/год газу під тиском $p_{\text{абс.}} = 0,3$ МПа за середньої температури 0 °С. Густина газу при 0 °С і 760 мм рт. ст. дорівнює 1,2 кг/м³. Знайти швидкість газу і рідини в холодильнику.

Розв'язок

Площа внутрішньої труби:

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot (0,024)^2}{4} = 0,45 \cdot 10^{-3} \text{ м}^2$$

Об'ємна витрата розсолу за формулою (1.7):

$$V_c = \frac{3730}{1150 \cdot 3600} = 0,9 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{с}$$

Швидкість рідини за рівнянням (1.6):

$$w_p = \frac{0,9 \cdot 10^{-3}}{0,45 \cdot 10^{-3}} = 2 \text{ м/с}$$

Площа міжтрубного простору:

$$S = S_{\text{зовн}} - S_{\text{внут}} = \frac{\pi(0,054-5)^2}{4} - \frac{\pi(0,029)^2}{4} = \frac{\pi}{4} (0,049^2 - 0,029^2) = 0,12 \cdot 10^{-2} \text{ м}^2$$

Густина газу за робочих умов за формулою (1.1):

$$\rho = \rho_0 \frac{P \cdot T_0}{P_0 \cdot T} = 1,2 \frac{273 \cdot 0,3 \cdot 10^6}{273 \cdot 1,013 \cdot 10^5} = 3,6 \text{ кг/м}^3$$

Об'ємна витрата газу (1.7):

$$V_c = \frac{160}{3,6 \cdot 3600} = 0,012 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Швидкість газу за рівнянням (1.6):

$$w_{\Gamma} = \frac{0,012}{0,00122} = 10 \text{ м/с.}$$

1.4. Визначити еквівалентний діаметр міжтрубного простору кожухотрубного теплообмінника, що складається з 61 труби діаметром 38 x 2,5 мм. Внутрішній діаметр кожуха 625 мм.

Розв'язок

Площа міжтрубного простору:

$$S = \left(\frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d^2}{4} \cdot 61 \right) = \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2 \cdot 61) = \frac{3,14}{4} (0,625^2 - 0,038^2 \cdot 61) = 0,237 \text{ м}^2.$$

Змочуваний периметр міжтрубного простору:

$$\Pi = \pi D + \pi n D = 3,14 \cdot 0,625 + 61 \cdot 3,14 \cdot 0,038 = 9,34 \text{ м.}$$

Еквівалентний діаметр міжтрубного простору за формулою (1.12):

$$d_e = \frac{4 \cdot 0,237}{9,24} = 0,103 \text{ м.}$$

1.5. Визначити режим руху рідини у міжтрубному просторі теплообмінника типу "труба у трубі" за таких умов: внутрішня труба теплообмінника має діаметр 25x2 мм, зовнішня 51x2,5 мм; масова витрата рідини 3730 кг/год, густина рідини 1150 кг/м³, динамічний коефіцієнт в'язкості 1,2·10⁻³ Па·с.

Розв'язок

Площа міжтрубного простору:

$$S = \left(\frac{\pi D^2}{4} - \frac{\pi d^2}{4} \right) = \frac{3,14}{4} (0,046^2 - 0,025^2) = 0,0012 \text{ м}^2.$$

Змочуваний периметр міжтрубного простору:

$$\Pi = \pi D + \pi d = 3,14(0,046 + 0,025) = 0,22 \text{ м.}$$

Еквівалентний діаметр міжтрубного простору за формулою (1.12):

$$d_e = \frac{4 \cdot 0,0012}{0,22} = 0,022 \text{ м.}$$

Швидкість руху рідини у міжтрубному просторі за формулою (1.7):

$$w = \frac{3730}{1150 \cdot 3600 \cdot 0,0012} = 0,75 \text{ м/с.}$$

Критерій Рейнольдса за формулою (1.9):

$$Re = \frac{0,75 \cdot 0,022 \cdot 1150}{1,2 \cdot 10^{-3}} = 15800.$$

Отже, режим турбулентний.

1.6. Визначити втрату тиску на тертя при проходженні води по латунній трубі діаметром 19x2 мм, довжиною 10 м. Швидкість води 2,0 м/с. Температура 55 °С. Прийняти шорсткість труби $\epsilon = 0,005$ мм.

Розв'язок

Методом інтерполяції розраховуємо густину води за температури 55 °С. З табл. 3 виписуємо відомі значення густини при 40 та 60 °С:

$$\rho_{40} = 992 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{60} = 983 \text{ кг/м}^3$$

$$\rho_{55} = 983 + \frac{992-983}{20} \cdot 5 = 985,25 \text{ кг/м}^3$$

Визначаємо режим руху води у трубі за значенням критерію Рейнольдса (1.9):

$$Re = \frac{2 \cdot 15 \cdot 10^{-3} \cdot 985,25}{0,5064 \cdot 10^{-3}} = 58367,9 - \text{режим руху турбулентний, тому визначаємо коефіцієнт}$$

тертя з емпіричних даних.

За номограмою на рис. III при $\frac{d_e}{e} = \frac{0,015}{0,005 \cdot 10^{-3}} = 300$ коефіцієнт тертя $\lambda = 0,021$.

Тиск, необхідний для подолання тертя в прямій трубі довжиною L і діаметром d_e визначаємо за формулою (1.18):

$$\Delta p_T = 0,021 \cdot \frac{10}{0,015} \cdot \frac{985,25 \cdot 2^2}{2} = 27455,6 \text{ Па}$$

1.7. По трубопроводу з внутрішнім діаметром 300 мм, довжиною 1000 м передається водень у кількості 120 кг/год. Середній тиск у мережі 1530 мм рт. ст. Температура газу 27 °С. Визначити втрати тиску на тертя.

Розв'язок

Площа поперечного перерізу трубопроводу:

$$S = \frac{\pi d^2}{4} = \frac{3,14 \cdot 0,3^2}{4} = 0,07 \text{ м}^2$$

Густина водню за робочих умов за формулою (1.1):

$$\rho = \frac{M \cdot P_0 \cdot T_0}{22,4 \cdot P_0 \cdot T} = \frac{2 \cdot 1530 \cdot 273}{22,4 \cdot 760 \cdot 300} = 0,16 \text{ кг/м}^3$$

Динамічний коефіцієнт в'язкості водню за Рис. II при 27 °С становить $0,009 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Швидкість руху водню по трубопроводу за рівнянням (1.7):

$$w = \frac{120}{0,16 \cdot 3600 \cdot 0,07} = 3 \text{ м/с}$$

Критерій Рейнольдса за формулою (1.9):

$$Re = \frac{3 \cdot 0,03 \cdot 0,16}{0,009 \cdot 10^{-3}} = 1600, \text{ отже режим руху ламінарний, тому керуючись формулою (1.20),}$$

визначаємо втрати тиску на тертя:

$$\Delta p_T = 32 \frac{w\mu L}{d^2} = 32 \frac{3 \cdot 0,009 \cdot 10^{-3} \cdot 1000}{0,3^2} = 9,6 \text{ Па}$$

1.8. 30 т/год нітробензолу при 20 °С перекачуються насосом з бака під атмосферним тиском в реактор, де підтримується надлишковий тиск 0,01 МПа (рис. 1.2). Трубопровід виготовлений із сталевих труб діаметром 89 х 4 мм з незначною корозією. Довжина всього трубопроводу, включаючи місцеві опори, 45 м. На трубопроводі встановлені: діафрагма ($d_0 = 51,3$ мм), дві засувки і чотири відводи під кутом 90 ° з радіусом згину 160 мм. Висота підйому рідини 15 м. Визначити загальний гідравлічний опір трубопроводу.

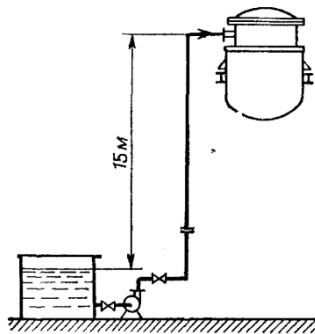


Рис. 1.2. До задачі 1.8.

Розв'язок

Масова витрата нітробензолу:

$$M = \frac{30000}{3600} = 8,34 \text{ кг/с}$$

Об'ємна витрата:

$$V = \frac{M}{\rho} = \frac{8,34}{1200} = 0,00695 \frac{\text{м}^3}{\text{с}},$$

де $\rho = 1200 \text{ кг/м}^3$ – густина нітробензолу (табл.3)

Швидкість нітробензолу:

$$w = \frac{V}{S} = \frac{0,00695}{0,785 \cdot 0,081^2} = 1,35 \text{ м/с.}$$

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{1,35 \cdot 0,081 \cdot 1200}{2,1 \cdot 10^{-3}} = 62500,$$

де μ - динамічний коефіцієнт в'язкості нітробензолу (рис. I).

Визначаємо коефіцієнт тертя. За табл. 6 шорсткість сталевих труб з незначною корозією $\varepsilon = 0,2$ мм. За рис. III для $d/\varepsilon = 405$ і $Re = 62500$ знаходимо $\lambda = 0,0257$.

Коефіцієнти місцевих опорів з табл. 7 зводимо у таблицьку:

Вид опору	$\sum \zeta$
Вхід рідини з бака у трубопровід (труба з гострими краями)	0,5
Діафрагма ($m = (51,3/81)^2 = 0,4$)	8,25

Засувка ($\zeta = 0,5$)	$2 \cdot 0,5 = 1,0$
Відвід (при $\varphi = 90^\circ$ і $R_0/d = 160/81 \approx 2$):	
$\zeta = AB = 1 \cdot 0,15 = 0,15$	$4 \cdot 0,15 = 0,6$
	$\Sigma = 10,35$

Загальний гідравлічний опір трубопроводу за рівнянням (1.30):

$$\Delta p = \frac{w^2 \rho}{2} \left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma \zeta \right) + \rho g h_{\text{під}} + \Delta p_{\text{дод}} = \frac{1200 \cdot 1,35^2}{2} \left(1 + \frac{0,026 \cdot 45}{0,081} + 10,35 \right) + 1200 \cdot 9,81 \cdot 15 + 0,01 \cdot 10^6 = 215\,000 \text{ Па.}$$

Задачі для самостійної роботи

1.9. Визначити густину повітря при вакуумі 440 мм рт. ст. і температурі -40°C . Атмосферний тиск в даному випадку прийняти рівним 750 мм рт. ст.

1.10. Визначити густину діоксиду вуглецю при температурі 85°C і надлишковому тиску 0,2 МПа. Атмосферний тиск 760 мм рт. ст.

1.11. Розрідження в осушувальній башті вимірюється U-подібним тягометром, що заповнений сірчаною кислотою з густиною 1800 кг/м^3 . Показ тягометра 3 см. Яким є абсолютний тиск в башті, виражений у Па, якщо барометричний тиск становить 750 мм рт.ст.?

1.12. У відкритому резервуарі знаходиться рідина з густиною 1230 кг/м^3 . Манометр, що приєднаний у деякій точці до стінки резервуара, показує надлишковий тиск $0,31 \cdot 10^4$ мм вод. ст. Наскільки вищий від цієї точки рівень рідини у резервуарі?

1.13. Манометр на трубопроводі (рис.1.3), що заповнений рідиною, показує тиск 17,5 кПа. На яку висоту над точкою приєднання манометра підніметься у відкритому п'єзометрі рідина, що знаходиться у трубопроводі, якщо ця рідина: а) вода; б) чотирихлористий вуглець.

1.14. До двох точок горизонтального трубопроводу приєднано U-подібний скляний дифманометр (рис. 1.4), заповнений ртуттю. Різниця рівнів ртуті в дифманометрі $h = 26$ мм. Якою є різниця тисків у цих точках, якщо по трубопроводу проходить: а) вода; б) повітря при 20°C і атмосферному тиску?

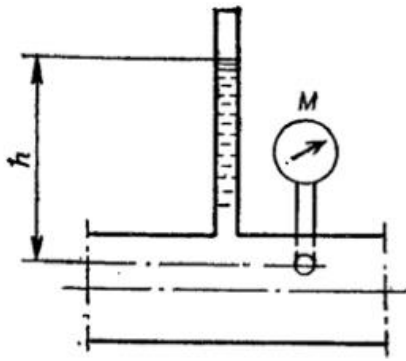


Рис. 1.3. До задачі 1.13.

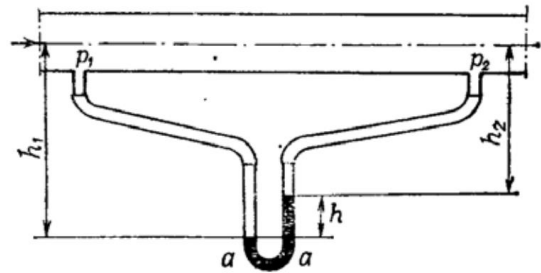


Рис. 1.4. До задачі 1.14.

1.15. Розрахувати у загальній формі еквівалентний діаметр при заповненому перетині у формі кільця, квадрата, прямокутника і рівнобічного трикутника.

1.16. По трубах теплообмінника, що складається з 379 труб діаметром 16 x 1,5 мм, проходить азот у кількості 6400 м³/год (за н.у.) під тиском $p_{\text{надл.}} = 0,3$ МПа. Азот входить у теплообмінник при 120 °С, виходить при 30 °С. Визначити швидкість азоту в трубах теплообмінника на вході і на виході.

1.17. По трубах одноходового кожухотрубного теплообмінника (число труб $n = 100$, зовнішній діаметр труб 20 мм, товщина стінки 2 мм) проходить повітря при середній температурі 50 °С і надлишковому тиску $2 \cdot 10^4$ мм вод.ст. зі швидкістю 9 м/с. Барометричний тиск 740 мм рт. ст. Визначити масову витрату повітря при робочих та об'ємну витрату при робочих та нормальних умовах.

1.18. Холодильник складається із 19 труб діаметром 20x2,0 мм. У трубний простір холодильника надходить вода по трубопроводу діаметром 57x3,5 мм. Швидкість води у трубопроводі 1,4 м/с. Вода йде знизу вгору. Визначити швидкість води у трубах холодильника.

1.19. Визначити режим руху аніліну у трубі діаметром 50 x 1,5 мм. Швидкість аніліну 2,50 м/с, середня температура 43 °С.

1.20. Визначити режим руху води у кільцевому просторі теплообмінника типу "труба в трубі". Зовнішня труба – 96 x 3,5 мм, внутрішня – 57 x 3 мм, витрата води 3,6 м³/год, середня температура води 20 °С.

1.21. Визначити режим руху етилового спирту: а) в прямій трубі діаметром 40 x 2,5 мм; б) у змійовику, виготовленому з тої ж труби. Діаметр витка змійовика 570 мм. Швидкість спирту 0,13 м/с, середня температура 52 °С.

1.22. Визначити місцеву швидкість по осі трубопроводу діаметром 57 x 3,5 мм при протіканні по ньому оцтової кислоти у кількості 200 л/год при 38 °С.

1.23. На трубопроводі з внутрішнім діаметром 200 мм є плавний перехід на діаметр 100 мм (рис. 1.5). Трубопроводом подається 1700 м³/год (за н.у.) метану при 30 °С. Відкритий в атмосферу U-подібний водяний манометр, встановлений на широкій частині трубопроводу перед звуженням, показує надлишковий тиск в трубопроводі, що дорівнює 40 мм вод. ст. Яким буде показник того ж манометра на вузькій частині трубопроводу? Опорами знехтувати. Атмосферний тиск 760 мм рт. ст.

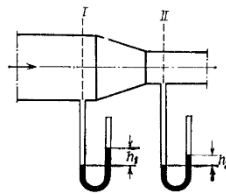


Рис. 1.5. До задачі 1.24.

1.24. Знайти втрату тиску на тертя для водяної пари у сталевому трубопроводі довжиною 50 м, діаметром 108 x 4 мм. Тиск пари $p_{\text{абс.}} = 0,6$ МПа, швидкість пари 25 м/с.

1.25. По водопровідній трубі проходить 10 м³/год води. Скільки води за 1 год пропустить труба вдвічі більшого діаметра при такій же втраті тиску на тертя? Коефіцієнт тертя вважати постійним. Режим руху – турбулентний.

1.26. Прямим горизонтальним трубопроводом довжиною 150 м необхідно подавати 10 м³/год рідини. Допустима втрата напору 10 м. Визначити необхідний діаметр трубопроводу, якщо коефіцієнт тертя прийняти рівним $\lambda = 0,03$.

1.27. Кожухотрубний теплообмінник складається з 187 сталевих труб з незначною корозією ($e = 0,2$ мм) діаметром 18 x 2 мм, довжиною 1,9 м. Кожух виготовлено з труби 426 x 12 мм. По міжтрубному простору паралельно до осей труб проходить 3000 м³/год азоту (за н.у.) під атмосферним тиском за середньої температури -10 °С. Діаметр вхідного та вихідного штуцера 250 мм. Визначити гідравлічний опір міжтрубного простору.

1.28. По сталевому трубопроводу з внутрішнім діаметром 200 мм, довжиною 1000 м передається водень у кількості 120 кг/год. Середній тиск у мережі 1530 мм рт. ст. Температура газу – +27 °С. Визначити втрати тиску на тертя.

1.29. У теплообміннику типу "труба у трубі", що складається з двох концентричних труб (внутрішньої діаметром 44,5 x 3,5 мм і зовнішньої діаметром 89 x 5 мм), охолоджується від 70 до 30 °С толуол в кількості 1900 кг/год. Толуол проходить по кільцевому простору між зовнішньою і внутрішньою трубою; по внутрішній трубі тече охолоджувальна вода, що нагрівається від 14 до 21 °С. Визначити втрату тиску на тертя на 1 м довжини труби для толуолу і для води, вважаючи, що сталеві труби мають незначну корозію. Середня температура стінки внутрішньої труби – +25 °С.

1.30. 20 т/год хлорбензолу при 45 °С перекачуються насосом з реактора 1 у напірний бак 2 (рис. 1.6). В реакторі над рідиною підтримується розрідження 200 мм рт. ст. (26,66 кПа), в напірному баку атмосферний тиск. Трубопровід виготовлений із сталевих труб з незначною корозією діаметром 76 x 4 мм, загальна довжина трубопроводу 26,6 м. На трубопроводі встановлені: 2 крани, діафрагма ($d_0 = 48$ мм) і 5 відводів під кутом 90° ($R_0/d = 3$). Хлорбензол перекачується на висоту $H = 15$ м. Визначити загальний гідравлічний опір трубопроводу.

1.31. Рідина з густиною 1200 кг/м³ і динамічним коефіцієнтом в'язкості 2 мПа·с, з бака з постійним рівнем 1 самотоком поступає в реактор 2 (рис. 1.7). Визначити, яка максимальна кількість рідини (при повністю відкритому крані) може поступати з бака в реактор. Трубопровід виготовлений з алюмінієвих труб з внутрішнім діаметром 50 мм. Загальна довжина трубопроводу, включаючи місцеві опори, - 16,4 м. На трубопроводі є три коліна і кран. В баку та реакторі тиск атмосферний.

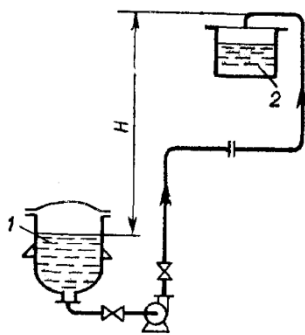


Рис. 1.6. До задачі 1.32.

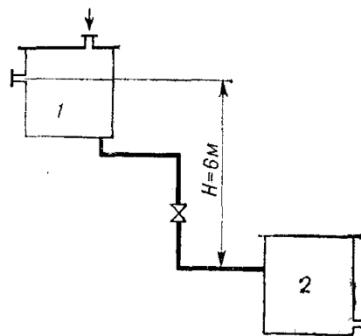


Рис. 1.7. До задачі 1.33.

1.32. 40 %-ий етиловий спирт стікає з бака по трубі діаметром 33,5 x 2,8 мм. На трубі є кран і 2 коліна під кутом 90° . Загальна довжина трубопроводу – 49 м. Визначити швидкість спирту в трубопроводі (при різниці висот 7,2 м). Коефіцієнт тертя прийняти наближено рівним 0,025. Температура спирту 35°C .

1.33. По трубопроводу діаметром 26,8 x 2,5 мм стікає нітробензол з температурою 44°C . Початкова точка трубопроводу розташована вище за кінцеву на 200 мм. Довжина горизонтальної частини трубопроводу – 242 м. Врахувати тільки опір тертя. Знайти масову витрату нітробензолу і перевірити прийнятий режим його руху.

РОЗДІЛ 2

РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

Основні залежності та розрахункові формули

Осадження

1. Для опису в критеріальній формі процесу осадження кулеподібної частинки в нерухомому необмеженому середовищі можуть бути застосовані критерії подібності Архімеда Ar , Лященка Ly і Рейнольдса Re .

Найбільш зручною формою критеріальної залежності є $Ly = f(Ar)$

2. При так званому ламінарному режимі осадження, коли критерії мають значення $Ar < 3,6$, $Ly < 2 \cdot 10^{-3}$, $Re < 0,2$, Стоксом теоретично отримана формула для швидкості осадження W_{oc} (в м/с) кулеподібної частинки (практично можливе застосування формули Стокса і за більш високих значень критеріїв Архімеда і Лященка)

$$W_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c}. \quad (2.1)$$

Для осадження частинки в газовому середовищі формула (2.1) спрощується:

$$W_{oc} = \frac{d^2 \rho g}{18\mu_c}, \quad (2.2)$$

оскільки в цьому випадку величиною ρ_c можна знехтувати.

У формулах (2.1) і (2.2): d – діаметр частинки, м; ρ – густина частинки, кг/м³; ρ_c – густина середовища, кг/м³; μ_c – динамічний коефіцієнт в'язкості середовища, Па·с.

3. Визначення швидкості осадження кулеподібної частинки в нерухомому, необмеженому середовищі за узагальненим методом за будь-якого режиму осадження, здійснюють таким чином.

Визначають критерій Архімеда:

$$Ar = Ga \frac{\Delta p}{\rho_c} = \frac{Re^2}{Fr} \frac{\rho - \rho_c}{\rho_c} = \frac{d^3(\rho - \rho_c)\rho_c g}{\mu_c^2}, \quad (2.3)$$

де $Ga = Re^2 / Fr$ – критерій Галілея.

Для осадження в газовому середовищі:

$$Ar = d^3 \rho \rho_c g / \mu_c^2 \quad (2.3a)$$

За знайденим значенням критерію Ar визначають критерій Re або критерій Ly .

$$Ly = \frac{Re^3}{Ar} = \frac{Re Fr \rho_c}{\rho - \rho_c} = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g} \quad (2.4)$$

або (якщо середовище – газ)

$$Ly = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c g \rho} \quad (2.4a)$$

Далі обчислюють швидкість осадження:

$$w_{oc} = \frac{Re \mu_c}{\rho_c d} \quad (2.5)$$

або

$$w_{oc} = \sqrt[3]{Ly \frac{\mu_c (\rho - \rho_c) g}{\rho_c^2}} \quad (2.5a)$$

Для частинки неправильної форми швидкість осадження визначають тим же шляхом з критерію Лященка, але з підстановкою в критерій Архімеда замість d величини d_e .

Еквівалентний діаметр d_e частинки неправильної форми обчислюють як діаметр умовної кулі, об'єм якої V дорівнює об'єму тіла неправильної форми:

$$d_e = \sqrt[3]{6V/\pi} = 24 \sqrt[3]{M/\rho} \quad (2.6)$$

де M – маса частини, кг.

4. Діаметр кулеподібної частинки, що осідає, за відомої швидкості осадження знаходять зворотним шляхом, тобто обчислюють спочатку критерій Лященка:

$$Ly = \frac{\omega_{oc}^3 \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) g}$$

і за знайденим значенням Ly визначають критерій Ar ; із останнього за формулою (2.3) обчислюють діаметр кулеподібної частинки.

5. Еквівалентний діаметр частинки неправильної форми за відомої швидкості осадження визначають таким же шляхом. Спочатку визначають критерій Lu за формулою (2.4), потім знаходять значення критерію Ar для частинки відповідної форми і обчислюють її еквівалентний діаметр

$$d_e = \sqrt[3]{\frac{Ar \mu_c^2}{(\rho - \rho_c)g}} \quad (2.7)$$

6. Площа осадження F_{oc} (в m^2) пилоосаджувальної камери або відстійника для суспензій визначається за формулою:

$$F_{oc} = V/w_{oc}$$

де V - об'ємна витрата газу (рідини), що проходить через апарат паралельно до поверхні осадження, m^3/c , w_{oc} – середня розрахункова швидкість осадження частинок, m/c .

Відношення середньої розрахункової швидкості ститснutoго осадження одиничної частинки w'_{oc} до швидкості осадження одиничної частинки w_{oc} залежить від об'ємної концентрації суспензії. При орієнтовних розрахунках, враховуючи наближено відмінність реальних умов осадження від теоретичних (стисненість осадження, форма частинок, рух середовища), середню розрахункову швидкість осадження часто приймають рівною половині теоретичній швидкості осадження одиничної кулеподібної частинки:

$$w'_{oc} = 0,5w_{oc} \quad (2.8)$$

7. У випадку відстійника безперервної дії для відстоювання суспензій формула (2.8) набуває вигляду:

$$F_{oc} = \frac{G_n(1 - \frac{C_n}{C_{zg}})}{\rho_c w_{oc}} \quad (2.9)$$

або

$$F_{oc} = \frac{V_0(x_{zg} - x_n)}{w_{oc} x_{zg}} \quad (2.10)$$

Тут F_{oc} – площа осадження відстійника, m^2 , G_n – масова витрата початкової (розведеної) суспензії, $кг/с$, C_n – масова концентрація твердої фази в початковій суспензії, $кг/кг$; C_{zg} – масова концентрація твердої фази в згущеній суспензії, $кг/кг$; ρ_c – густина освітленої рідини, $кг/м^3$; V_0 – об'ємна витрата рідкої фази, що міститься в початковій суспензії, $м^3/с$; x_n і x_{zg} – концентрації початкової суспензії і шламу, $кг$ твердої фази/ $кг$ рідкої фази.

Фільтрування

8. При $\Delta p = const$ об'єм фільтрату V , що пройшов через 1 м^2 фільтрувальної поверхні за час τ , і тривалість фільтрування τ пов'язані рівнянням:

$$V^2 + 2VC = K\tau, \quad (2.11)$$

де C – константа фільтрування, характеризує опір фільтрувальної перетинки (тканини), $\text{м}^3/\text{м}^2$; K – константа фільтрування, враховує режим процесу фільтрування та фізико-хімічні властивості осаду та рідини [див. рівняння (2.13)], $\text{м}^2/\text{с}$; τ – тривалість фільтрування, с.

Константи K та C визначаються дослідним шляхом.

9. Швидкість фільтрування [$\text{в м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$] в даний час визначається за рівнянням:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)}, \quad (2.12)$$

тому за рівнянням може бути розрахована і швидкість промивки осаду, якщо в'язкість промивної рідини дорівнює в'язкості фільтрату і промивна рідина проходить через фільтр тим же шляхом, що і фільтрат. За цих умов швидкість промивки дорівнює швидкості фільтрування в кінцевий момент.

Видозмінене рівняння (2.12)

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K}V + \frac{2C}{K},$$

виражає пряму лінійну залежність між величинами $d\tau/dV$ і V , застосовується для визначення констант C та K за експериментальними даними. Для цієї мети відкладають по осі абсцис виміряні значення V_1, V_2, \dots , а по осі ординат – відповідні значення $\Delta\tau_1/\Delta V_1, \Delta\tau_2/\Delta V_2, \dots$. Провівши по експериментальних точках пряму (рис. 2.1) знаходять K та C за рівняннями:

$$\text{tg}\beta = 2/K; \quad m = 2C/K.$$

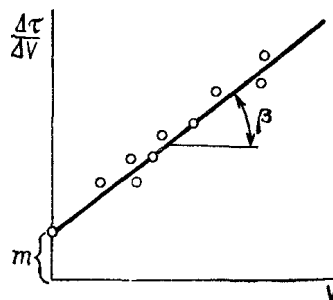


Рис. 2.1. Залежність $\Delta\tau/\Delta V$ від V

10. Константа фільтрування K (в $\text{м}^2/\text{с}$), віднесена до 1 м^2 фільтрувальної поверхні, при $\Delta p = \text{const}$ пов'язана з питомим опором осаду рівнянням (2.10):

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu cr}, \quad (2.13)$$

де Δp – перепад тисків на фільтрі, Па; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості фільтрату, Па·с; r – питомий опір осаду (в розрахунку на 1 кг твердої сухої речовини), $\text{м}/\text{кг}$; c – маса сухої твердої речовини, що відкладається на фільтрі при проходженні через фільтрувальну поверхню 1 м^3 фільтра, $\text{кг}/\text{м}^3$.

11. Величина c (в $\text{кг}/\text{м}^3$) може бути виражена через концентрацію фільтрованої суспензії x таким чином:

$$c = \frac{\rho x}{1 - mx}, \quad (2.14)$$

тут ρ – густина фільтрату, $\text{кг}/\text{м}^3$; x – масова концентрація твердої фази в суспензії, $\text{кг}/\text{кг}$; m – маса вологого осаду в розрахунку на 1 кг наявної в ньому сухої речовини, $\text{кг}/\text{кг}$.

При підстановці значення c у рівняння (2.13) отримуємо таку формулу для константи K (в $\text{м}^2/\text{с}$):

$$K = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{\mu x \rho}. \quad (2.15)$$

Якщо відома константа фільтрування K , то питомий опір осаду r може бути знайдено з рівняння (2.13), вираженого щодо r (в $\frac{\text{м}}{\text{кг}}$ сухого осаду):

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K \mu x \rho}. \quad (2.16)$$

12. Константа фільтрування C (в $\text{м}^3/\text{м}^2$), характеризує опір фільтрувальної перетинки (тканини) і віднесена до 1 м^2 поверхні фільтра, при $\Delta p = \text{const}$ визначається за виразом (2.10):

$$C = \frac{r_{TK}}{rc}, \quad (2.17)$$

або відповідно до рівняння (2.14):

$$C = \frac{r_{TK}(1-mx)}{rx\rho}, \quad (2.18)$$

де r_{TK} – питомий опір фільтрувальної тканини (на 1 м² поверхні), м/м²; r – питомий опір осаду, м/кг.

Отже, якщо значення константи фільтрування C (в м³/м²), відоме, то питомий опір тканини можна розрахувати за формулою:

$$r_{TK} = \frac{Crx\rho}{1-mx}, \quad (2.19)$$

13. Концентрація промивної води в будь-який момент часу від початку основного (дифузійного) періоду промивання може бути обчислена за формулою:

$$C = C_1 e^{-\frac{Kw\tau}{\delta}}, \quad (2.20)$$

тут C_1 – концентрація промивної води на початку процесу; e – основа натуральних логарифмів ($e = 2,718$); K – коефіцієнт, враховує фізико-хімічні властивості осаду і промивної води, а також режим промивки (знаходиться експериментальним шляхом); w – питома інтенсивність промивки або швидкість проходження промивної води, м³/(м² · с); τ – тривалість промивки, с; δ – товщина шару осаду, м.

Рівняння (2.20) після логарифмування набуває вигляду:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg C_1 - \lg C_2} = \frac{2.3\delta}{Kw}, \quad (2.21)$$

де t_1 і t_2 – час початку і кінця спостережень в будь-який період процесів дифузійної промивки; C_1 і C_2 – відповідні концентрації промивної води.

З рівнянь (2.20) та (2.21) може бути знайдена тривалість промивки τ тобто час, необхідний для заданої зміни концентрації речовини в осаді, а також величина коефіцієнта K .

14. Кількість сухої речовини G (в кг) в осаді на фільтрі, залежить від кількості зібраного фільтрату V , густини фільтрату ρ , масової частки твердої фази в суспензії x , вологості осаду (виражається через масове відношення m) та може бути обчислена за формулою:

$$G = Vc = V \frac{\rho x}{1 - mx}, \quad (2.22)$$

15. Концентрація твердої фази в суспензії x залежно від густини суспензії ρ_c виражається формулою:

$$x = \frac{(\rho_c - \rho)\rho_{ТВ}}{(\rho_{ТВ} - \rho)\rho_c}. \quad (2.23)$$

Густина суспензії:

$$\rho_c = \frac{\frac{n+1}{\rho_{ТВ}} + \frac{n}{\rho}}{\frac{\rho(1+n)\rho_{ТВ}}{\rho + \rho_{ТВ}n}}. \quad (2.24)$$

У цих формулах x – масова концентрація твердої фази в суспензії, кг/кг; ρ_c – густина суспензії, кг/м³; ρ – густина рідкої фази, кг/м³; $\rho_{ТВ}$ – густина твердої фази, кг/м³; n – маса рідкої фази в суспензії на одиницю маси твердої фази (Т : Ж = 1 : n)

За формулою (2.24) можна обчислити і густину вологого осаду, розглядаючи його як концентровану суспензію.

20. Розрахунок рукавних фільтрів для газів зводиться до визначення необхідної поверхні F (в м²) фільтра за формулою:

$$F = V/V_{\text{пит}} \quad (2.25)$$

де V – об'ємна витрата запиленого газу; $V_{\text{пит}}$ – питома об'ємна витрата запиленого газу в розрахунку на 1 м² поверхні тканини.

Величину $V_{\text{пит}}$ приймають зазвичай рівною 0,2 – 1 м³/(м² · с), а при вловлюванні великого пилу до 2,5 м³/(м² · с).

Приклади розв'язання типових задач

2.1. Знайти швидкість осадження у воді частинок кварцового піску кулеподібної форми діаметром 0,9 мм, якщо густина піску 2650 кг/м³, а температура води 20 °С.

Розв'язок

$Ar \rightarrow Ly \rightarrow w_{oc}$ або $Ar \rightarrow Re \rightarrow w_{oc}$

1) Визначаємо критерій Архімеда (Ar):

$$Ar = \frac{d^3 \cdot (\rho - \rho_c) \cdot \rho_c \cdot g}{\mu_c^2};$$

$$Ar = \frac{0,9^3 \cdot 10^{-9} (2650 - 998) \cdot 998 \cdot 9,81}{1^2 \cdot 10^{-6}} = 11673,6 = 1,16 \cdot 10^4$$

$$\rho_{\text{води}} \text{ при } 20^\circ\text{C} = 998 \text{ кг/м}^3$$

$$\mu_{\text{води}} \text{ при } 20^\circ\text{C} = 1,0 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

2) За знайденим значенням $Ar = 1,16 \cdot 10^4$ з рис. IV знаходимо: $Re = 140$, $Ly = 180$

Є 2 варіанти розрахунку швидкості осадження (w_{oc})

$$w_{oc} = \frac{Re \cdot \mu_c}{d \cdot \rho_c} ; w_{oc} = \sqrt[3]{Ly \cdot \mu_c (\rho - \rho_c) \cdot g / \rho_c^2}$$

$$w_{oc} = \frac{140 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,0009 \cdot 998} = 0,15 \text{ м}$$

$$w_{oc} = \sqrt[3]{180 \cdot 1,0 \cdot 10^{-3} (2650 - 998) \cdot \frac{9,81}{998^2}} = \sqrt[3]{0,0029} = 0,14 \text{ м/с.}$$

2.2. Визначити розмір найбільших кулеподібних частинок крейди, які будуть виноситись висхідним потоком води, що рухається зі швидкістю 0,5 м/с. Температура води 10°C , густина крейди 2710 кг/м^3 .

Розв'язок

Послідовність розв'язання задачі:

$$w_{oc} \rightarrow Ly \rightarrow Ar \rightarrow d$$

З формули (2.4) знаходимо критерій Ly .

$$w_{oc} = \sqrt[3]{Ly \cdot \mu_c (\rho - \rho_c) \cdot g / g_c^2}$$

$$Ly = \frac{w_{oc}^3 \cdot \rho_c^2}{\mu_c (\rho - \rho_c) \cdot g}$$

$$Ly = \frac{0,5^3 \cdot 999^2 \cdot 10^3}{1,31 \cdot 10^3 (2710 - 999) \cdot 9,81} = 5,72 \cdot 10^{-3}$$

За знайденим значенням $Ly = 5,72 \cdot 10^{-3}$ та за рисунком IV знаходимо $Ar = 10^6$, далі за формулою:

$$d = \sqrt[3]{\frac{Ar \cdot \mu_c^2}{(\rho - \rho_c) \cdot \rho_c \cdot g}} = \sqrt[3]{\frac{10^6 \cdot 1,31 \cdot 10^{-3}}{(2710 - 999) \cdot 999 \cdot 9,81}} = \sqrt[3]{0,000102} = 0,0467 = 4,67 \cdot 10^{-3} \text{ м} = 4,67 \text{ мм}$$

2.3. Яку висоту потрібно надати шару газу між полицками пилової камери, щоб осіли частинки колчеданового пилу діаметром 8 мкм при витраті пічного газу $0,6 \text{ м}^3/\text{с}$ (за н.у.)? Довжина камери 4,1 м, ширина 2,8 м, загальна висота 4,2 м. Середня температура газу в камері 427°C . В'язкість газу при цій температурі $0,034 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, густина пилу 4000 кг/м^3 , густина газу $0,5 \text{ кг/м}^3$.

Розв'язок

Визначаємо витрату газу за заданих умов:

$$V = \frac{0,6(273+427)}{273} = 1,54 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Лінійна швидкість газу (нехтуючи товщиною полиць):

$$w_{\Gamma} = \frac{1,54}{(2,8 \cdot 4,2)} = 0,131 \text{ м/с}.$$

Час перебування газу в камері:

$$\tau = \frac{L}{w_{\Gamma}} = \frac{4,1}{0,131} = 31,3 \text{ с}.$$

Теоретична швидкість осадження кулеподібних частинок за формулою (2.1):

$$w_{oc} = \frac{1}{18} \cdot \frac{(8 \cdot 10^{-6})^2 \cdot 4000 \cdot 9,81}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,0041 \text{ м/с}.$$

Дійсну швидкість осадження приймаємо рівною $0,5 \cdot 0,0041 = 0,002 \text{ м/с}$.

Знаходимо відстань між полицками:

$$h = w'_{oc} \tau = 0,002 \cdot 31,3 \approx 0,06 \text{ м} = 60 \text{ мм}.$$

Перевіряємо правильність застосування формули (2.1):

$$Re = \frac{w_{oc} d \rho_c}{\mu_c} = \frac{8 \cdot 10^{-6} \cdot 0,0041 \cdot 0,5}{0,034 \cdot 10^{-3}} = 0,00048.$$

Оскільки $Re = 0,00048 < 0,2$, то застосування формули Стокса припустиме.

2.4. Визначити тривалість фільтрування 10 дм^3 рідини через 1 м^2 фільтра, якщо при попередньому випробуванні фільтра з 1 м^2 було зібрано фільтрату: 1 л через $2,25 \text{ хв}$ і 3 л через $14,5 \text{ хв}$ після початку фільтрування.

Розв'язок

За дослідними даними знаходимо експериментальні константи C і K .

$V^2 + 2VC = K\tau$ - рівняння фільтрування

Для цього складаємо два рівняння з двома невідомими

$$\begin{cases} 1^2 + 2 \cdot 1 \cdot C = K \cdot 2,25 \\ 3^2 + 2 \cdot 3 \cdot C = K \cdot 14,5 \end{cases}$$

$$\begin{cases} K = \frac{1+2C}{2,25} \\ 9 + 6C = 14,5 \frac{1+2C}{2,25} \end{cases} \begin{cases} K = \frac{1+2C}{2,25} \\ 9 = \frac{14,5+29C}{2,25} - 6C \end{cases}$$

$$\begin{cases} K = \frac{1+2C}{2,25} \\ 9 - 6,4 = 12,9C - 6C \end{cases} \begin{cases} K = \frac{1+2C}{2,25} \\ 2,6 = 6,9C \end{cases}$$

$$\begin{cases} K = \frac{1+2 \cdot 0,37}{2,25} = 0,77 \\ C = 0,37 \end{cases}$$

Для визначення необхідної тривалості фільтрування отримані значення констант і заданий об'єм фільтрата підставляємо в рівняння фільтрування:

$$10^2 + 2 \cdot 10 \cdot 0,36 = 0,77\tau ;$$

$$\tau = \frac{10^2 + 2 \cdot 10 \cdot 0,36}{0,77} = 2 \text{ год } 19 \text{ хв} = 139,22 \text{ хв}$$

2.5. В умовах попередньої задачі визначити тривалість промивки осаду, якщо кількість промивної води становить $2,4 \text{ дм}^3/\text{м}^2$ і промивка іде по лінії основного фільтрату.

Розв'язок

Нехтуючи різницею в динамічних коефіцієнтах в'язкості фільтрату і промивної води, будемо вважати, що швидкість промивки дорівнює швидкості фільтрування в кінцевий момент.

За рівнянням швидкості фільтрування в даний момент:

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V+C)}$$

$$\frac{dV}{d\tau} = \frac{0,77}{2(10+0,37)} = \frac{0,77}{20,74} = 0,037 \text{ дм}^3/\text{м}^2 \cdot \text{хв}$$

$$\tau_{\text{пр}} = \frac{V}{\frac{dV}{d\tau}} = \frac{2,4}{0,037} = 65 \text{ хв.}$$

2.6. Під час дослідного фільтрування водної суспензії із вмістом 13,9 % карбонату кальцію при 20°C на лабораторному фільтрпресі з площею поверхні $0,1 \text{ м}^2$ і товщиною осаду 50 мм були отримані дані, наведені у табл. 4.1.

Визначити константи фільтрування: K (в $\text{м}^2/\text{год}$) і C (в $\text{м}^3/\text{м}^2$)

Таблиця 4.1

Під надлишковим тиском, Па	Зібрано фільтрату, л	Час від початку досліду, с
$3,43 \cdot 10^4$	2,92	146
	7,80	888
$10,3 \cdot 10^4$	2,45	50
	9,80	660

Розв'язок

Чисельні значення констант фільтрування знайдемо з рівняння (2.11):

$$V^2 + 2VC = K\tau.$$

При надлишковому тиску $3,43 \cdot 10^4$ Па результати дослідів дають:

$$V_1 = \frac{2,92}{1000 \cdot 0,1} = 2,92 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2;$$

$$V_2 = \frac{7,8}{1000 \cdot 0,1} = 7,8 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3/\text{м}^2;$$

$$\tau_1 = \frac{146}{3600} = 0,0405 \text{ год};$$

$$\tau_2 = \frac{888}{3600} = 0,246 \text{ год.}$$

Підставляємо перераховані величини у рівняння (2.11) і розв'язуємо систему рівнянь:

$$\begin{cases} (2,92 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 2,92 \cdot 10^{-2} C = K \cdot 0,0405 \\ (7,8 \cdot 10^{-2})^2 + 2 \cdot 7,8 \cdot 10^{-2} C = K \cdot 0,246 \end{cases}$$

звідки $K=278 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{год}$; $C=4,7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$.

2.7. В умовах попередньої задачі розрахувати питомий опір осаду карбонату кальцію. Додатково відомо, що вологість осаду при $p_1 = 3,43 \cdot 10^4 \text{ Па}$ становила 37%, а при $p_2 = 10,3 \cdot 10^4 \text{ Па}$ – 32% від маси вологого осаду.

Розв'язок

Питомий опір осаду розраховуємо за формулою (2.16).

Густина фільтрату $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$.

Динамічний коефіцієнт в'язкості фільтрату при $20 \text{ }^\circ\text{C}$:

$$\mu = \frac{1}{3600} 10^{-3} = 27,8 \cdot 10^{-3} \text{ кг/(м} \cdot \text{год)}.$$

Константа фільтрування (при тиску $p_1 = 3,43 \cdot 10^4 \text{ Па}$) $K = 278 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{год}$.

Масова частка твердої фази в суспензії $x = 0,139$.

Масове відношення вологого осаду до сухого $m = 1/(1 - 0,37) = 1,59$.

Кількість фільтрату на 1 кг суспензії $1 - mx = 1 - 1,59 \cdot 0,139 = 0,779$.

Знайдені величини підставляємо у формулу (2.16):

$$r = \frac{2\Delta p(1 - mx)}{K\mu x\rho} = \frac{2 \cdot 3,43 \cdot 10^4 \cdot 0,779}{278 \cdot 10^{-4} \cdot 27,8 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 \cdot 0,139} = 5 \cdot 10^{10} \frac{\text{м}}{\text{кг сухого осаду}}.$$

2.8. Чому дорівнює питомий опір тканини при фільтруванні суспензії карбонату кальцію в умовах попередніх двох задач?

Розв'язок

Питомий опір тканини (в м/м^2) розраховуємо за формулою (2.19).

$$r_{\text{ТК}} = \frac{Crx\rho}{1 - mx}.$$

При $p=3,43 \cdot 10^4 \text{ Па}$:

$$r_{\text{ТК}} = \frac{4,7 \cdot 10^{-3} \cdot 5 \cdot 10^{10} \cdot 1000 \cdot 0,139}{1 - 1,59 \cdot 0,139} = 4,2 \cdot 10^{10} \text{ м/м}^2.$$

Задачі для самостійної роботи

2.9. Знайти швидкість осадження у воді при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ частинки свинцевого блиску кострубатої форми з еквівалентним діаметром 1 мм. Густина свинцевого блиску 7560 кг/м^3 .

2.10. Визначити розміри довгастих частинок вугілля ($\rho = 1400 \text{ кг/м}^3$) і плоских частинок сланцю ($\rho = 2200 \text{ кг/м}^3$), що осідають з однаковою швидкістю $0,1 \text{ м/с}$ у воді при $20 \text{ }^\circ\text{C}$.

2.11. Визначити швидкість осадження у воді при $25 \text{ }^\circ\text{C}$ довгастих частинок вугілля ($\rho = 1400 \text{ кг/м}^3$) і пластинчастих частинок сланцю ($\rho = 2200 \text{ кг/м}^3$), що мають еквівалентний діаметр 2 мм .

2.12. З якою швидкістю будуть осідати кулеподібні частинки кварцу ($\rho = 2600 \text{ кг/м}^3$) діаметром 10 мкм : а) у воді при $15 \text{ }^\circ\text{C}$; б) у повітрі при 15 і $500 \text{ }^\circ\text{C}$?

2.13. Визначити діаметр частинок свинцевого блиску кострубатої форми, що осідають зі швидкістю $0,25 \text{ м/с}$ у воді при температурі $15 \text{ }^\circ\text{C}$. Густина свинцевого блиску 7500 кг/м^3 .

2.14. Якою має бути відстань між полицками пилової камери, щоб в ній осіли частинки колчеданового пилу діаметром більше 15 мкм при витраті пічного газу $0,6 \text{ м}^3/\text{с}$ (за н.у.)? Довжина камери $4,1 \text{ м}$, ширина $2,8 \text{ м}$, загальна висота $4,2 \text{ м}$. Середня температура газу в камері $427 \text{ }^\circ\text{C}$. В'язкість газу при цій температурі $0,034 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, густина пилу 4000 кг/м^3 , густина газу $0,5 \text{ кг/м}^3$.

2.15. Визначити розмір найменших частинок, що осідають у газоході квадратного перерізу довжиною 16 м і висотою 2 м при лінійній швидкості газу $0,5 \text{ м/с}$. В'язкість газу $0,03 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, густина частинок 4000 кг/м^3 , густина газу $0,8 \text{ кг/м}^3$.

2.16. Через пилову камеру з відстанню між полицками 100 мм проходять $2000 \text{ м}^3/\text{год}$ запиленого газу густиною $1,6 \text{ кг/м}^3$ (витрата і густина за н.у.). Температура газу $400 \text{ }^\circ\text{C}$. Динамічний коефіцієнт в'язкості газу при цій температурі $0,03 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$. Густина пилу 3700 кг/м^3 . Довжина камери $4,55 \text{ м}$, ширина $1,71 \text{ м}$, висота 4 м . Якого розміру частинки пилу будуть вловлюватися в камері, якщо вважати, що дійсна швидкість осадження удвічі менша за теоретичну?

2.17. Необхідно відфільтрувати суспензію на рамному фільтрпресі і за 3 год отримати 6 м^3 фільтрату. Дослідне фільтрування цієї суспензії на лабораторному фільтрпресі при тому ж тиску і тій же товщині шару осаду показало, що константи фільтрування, віднесені до 1 м^2 площі фільтра, мають такі значення: $K = 20,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{год}$ і $C = 1,45 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$. Визначити потрібні розміри фільтрпреса (площа поверхні).

2.18. При попередньому випробуванні фільтра з $0,1 \text{ м}^2$ було зібрано фільтрату: 1,5 л через 2 хв і 5 л через 9 хв після початку фільтрування. Визначити швидкість промивки осаду, що утворився при фільтруванні 15 л рідини через 1 м^2 фільтра, якщо кількість промивної води становить $7,5 \text{ л/м}^2$ і промивка йде по лінії основного фільтрування.

2.19. Під час дослідного фільтрування водної суспензії із вмістом 15,4 % пилу при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ на лабораторному фільтрпресі з площею поверхні $0,5 \text{ м}^2$ отримали 1,8 л фільтрату через 64 с і 4,2 л через 200 с. Вологість осаду 61 % від маси вологого осаду при тиску $2,34 \cdot 10^4 \text{ Па}$. Розрахувати питомий опір осаду.

2.20. Необхідно відфільтрувати суспензію на рамному фільтрпресі і за 7 год отримати 34 м^3 фільтрату. Дослідне фільтрування цієї суспензії на лабораторному фільтрпресі при тому ж тиску і тій же товщині шару осаду показало, що константи фільтрування, віднесені до 1 м^2 площі фільтра, мають такі значення: $K = 17,2 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{год}$ і $C = 8,56 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2$. Визначити потрібні розміри фільтрпреса (площа поверхні).

2.21. Визначити тривалість фільтрування 30 л рідини через 1 м^2 фільтра, якщо при попередньому випробуванні фільтра з $0,8 \text{ м}^2$ було зібрано фільтрату: 2 л через 3 хв і 5 л через 18 хв після початку фільтрування.

РОЗДІЛ 3

ТЕПЛОПЕРЕДАЧА

Основні залежності та розрахункові формули

1. Рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку через одношарову плоску стінку:

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_x}{r} = \frac{\lambda}{\delta} (t_r - t_x), \quad (3.1)$$

де q – питомий тепловий потік (питоме теплове навантаження), Вт/м²; Q – тепловий потік (витрата теплоти), Вт; F – площа поверхні стінки, м²; t_r і t_x – температури гарячої та холодної поверхні стінки, К або °С; $r = \delta/\lambda$ – термічний опір стінки, (м²·К)/Вт; δ – товщина стінки, м; λ – коефіцієнт теплопровідності Вт/(м·К).

Рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку через багатошарову плоску стінку:

$$q = \frac{Q}{F} = \frac{t_r - t_x}{\sum r} = \frac{t_r - t_x}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots}, \quad (3.2)$$

2. Для циліндричної одношарової стінки середня площа поверхні визначається за формулою:

$$F_{\text{сер}} = \pi d_{\text{сер}} L = \frac{\pi(d_2 - d_1)L}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, \quad (3.3)$$

де d_1 і d_2 – внутрішній і зовнішній діаметри; L – довжина циліндра, м.

Рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку через одношарову циліндричну стінку:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_r - t_x) F_{\text{сер}} = \frac{2\pi\lambda(t_r - t_x)L}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, \quad (3.4)$$

Тут $\delta = \frac{(d_2 - d_1)}{2}$.

Якщо $d_2/d_1 < 2$, то замість обчислення за формулою (3.3) можна з достатньою точністю приймати для середньої площі поверхні одношарової циліндричної стінки величину

$$F_{\text{сер}} = \frac{\pi(d_1 + d_2)L}{2}. \quad (3.5)$$

Рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку через багат шарову циліндричну стінку:

$$Q = \frac{2\pi L(t_r - t_x)}{\sum \frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_3}{d_2}} = \frac{2\pi L(t_r - t_x)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \dots}. \quad (3.6)$$

Тут d_2 і d_3 – внутрішній і зовнішній діаметри кожного циліндричного шару.

3. За відсутності експериментальних даних коефіцієнт теплопровідності рідини λ [Вт/(м·К)] при температурі ~ 30 °С може бути розрахований за формулою:

$$\lambda_{30} = A c \rho^3 \sqrt{\rho/M}, \quad (3.7)$$

де c – питома теплоємність рідини, Дж/(кг· К); ρ – густина рідини, кг/м³; M – мольна маса рідини, кг/кмоль; A – коефіцієнт залежить від ступеня асоціації рідини, м³·кмоль^{-1,3}·с⁻¹.

Для асоційованих рідин (наприклад, води) $A = 3,58 \cdot 10^{-8}$, для неасоційованих (наприклад, бензолу) $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$.

Коефіцієнт теплопровідності рідини за температури t визначається за формулою:

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \varepsilon(t - 30)], \quad (3.8)$$

де ε – температурний коефіцієнт. Значення $\varepsilon \cdot 10^3$ (в °С⁻³):

Анілін – 1,4	Метиловий спирт – 1,2	Хлорбензол – 1,5
Ацетон – 2,2	Нітробензол – 1,0	Хлороформ – 1,8
Бензол – 1,8	Пропіловий спирт – 1,4	Етилацетат – 2,1
Гексан – 2,0	Оцтова кислота – 1,2	Етиловий спирт – 1,4

Коефіцієнт теплопровідності водного розчину при температурі визначається за формулою:

$$\lambda_{p,t} = \lambda_{p,30} \frac{\lambda_{в,t}}{\lambda_{в,30}}, \quad (3.9)$$

де λ_p і λ_v коефіцієнти теплопровідності розчину і води.

4. Коефіцієнт теплопровідності газу [в Вт/(м·К)] за невисокого тиску може бути обчислений за формулою:

$$\lambda = Vc_v\mu. \quad (3.10)$$

Тут μ – динамічний коефіцієнт в'язкості газу, Па·с; $V = 0,25 \cdot (9k-5)$; $k = c_p/c_v$ – показник адіабати; c_p і c_v – питома теплоємність газу за постійного тиску та об'єму, відповідно, Дж/(кг·К).

Оскільки для газів цієї атомності відношення c_p / c_v є приблизно величиною сталою, то для одноатомних газів $V = 2,5$, для двоатомних $V = 1,9$, для трьохатомних $V = 1,72$.

Для розрахунку коефіцієнта теплопровідності суміші газів правило адитивності в загальному випадку не застосовується.

Теплопередача в поверхневих теплообмінниках

Основну групу теплообмінних апаратів, що використовуються в промисловості, становлять поверхневі теплообмінники, в яких теплота від гарячого теплоносія передається холодному теплоносію через стінку, що їх розділяє. Іншу групу становлять теплообмінники змішування, в яких теплота передається при безпосередньому контакті гарячого і холодного теплоносіїв.

5. Рівняння теплопередачі:

$$Q = KF\Delta t_{сер}, \quad (3.11)$$

де Q – тепловий потік (витрата переданої теплоти), Вт; K – коефіцієнт теплопередачі, Вт/(м²·К); F – площа поверхні теплопередачі, м²; $\Delta t_{сер}$ – середня різниця температур гарячого і холодного теплоносія, К.

Питоме теплове навантаження (питомий тепловий потік):

$$q = Q/F = K\Delta t_{сер}, \quad (3.12)$$

Для плоскої поверхні коефіцієнт теплопередачі K у формулах (3.11) і (3.12) дорівнює:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_r} + \sum r_{ct} + \frac{1}{\alpha_x}}, \quad (3.13)$$

де α_r і α_x – коефіцієнти тепловіддачі для гарячого і холодного теплоносія, Вт/(м²·К); $\sum r_{ct}$ – сума термічних опорів всіх шарів, з яких складається стінка, включаючи шар забруднень, (м²·К)/Вт.

Рівняння (3.11)-(3.13) з достатньою точністю можна застосовувати і для розрахунку теплопередачі через циліндричну стінку, якщо $d_{вн} > 0,5d_{зов}$.

Площу поверхні теплопередачі трубчастих апаратів $F_{АП}$ (в м²) визначають за формулою:

$$F_{АП} = \pi d_{сер} n L, \quad (3.14)$$

Тут $d_{сер} = d_{вн}$, якщо $\alpha_{зов} \gg \alpha_{вн}$; $d_{сер} = 0,5(d_{зов} + d_{вн})$, якщо $\alpha_{зов} \leq \alpha_{вн}$; n – число труб; L – довжина труб, м.

Для трубчастого теплообмінника, який складається з n труб довжиною L (в м), рівняння теплопередачі може бути представлено у вигляді:

$$Q = K_L n L \Delta t_{сер}, \quad (3.15)$$

Тут коефіцієнт теплопередачі на 1 м довжини K_L [в Вт/(м·К)] складає:

$$K_L = \frac{\pi}{\frac{1}{\alpha_{вн} d_{вн}} + \sum \frac{1}{2\lambda} \ln \frac{d_{зов}}{d_{вн}} + \frac{1}{\alpha_{зов} d_{зов}} + \sum \frac{r_{забр}}{d_{забр}}}, \quad (3.16)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу стінки, Вт/(м·К).

Теплова провідність забруднень на стінках ($1/r_{забр}$) залежить від виду теплоносія, його температури і швидкості, а також від матеріалу стінки, температури нагрівачого середовища і тривалості роботи апарата без очищення, тобто зрештою від осаду або продукту корозії. Точніші дані про $r_{забр}$ можна отримати лише дослідним шляхом.

б. Середня різниця температур $\Delta t_{сер}$, що входить у рівняння теплопередачі, визначається для протічнійшого та прямотечійшого руху:

$$\Delta t_{сер} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{\ln(\Delta t_6 / \Delta t_M)} = \frac{\Delta t_6 - \Delta t_M}{2,3 \ln(\Delta t_6 / \Delta t_M)}, \quad (3.17)$$

де Δt_6 і Δt_M – більша і менша різниця температур на кінцях теплообмінника.

Слід зазначити, що з рівняння (3.17) випливає таке:

- якщо $\Delta t_6 = 0$ чи $\Delta t_M = 0$, то і $\Delta t_{сер} = 0$;
- якщо $\Delta t_6 = \Delta t_M$, тоді $\Delta t_{сер} = \Delta t_6 = \Delta t_M$.

Якщо відношення $(\Delta t_6/\Delta t_M) < 2$, то з достатньою точністю замість рівняння (3.17) можна застосувати рівняння:

$$\Delta t_{cp} = (\Delta t_6 + \Delta t_M)/2, \quad (3.18)$$

Формули (3.11), (3.17) і (3.18) застосовуються за умови, що в теплообміннику значення коефіцієнта теплопередачі K і питомої теплоємності c для кожного з теплоносіїв можна вважати постійними вздовж всієї поверхні теплообміну.

В багатোধодових теплообмінниках з простим змішаним рухом (один хід в міжтрубному просторі і парне число ходів у трубному) середню різницю температур можна розрахувати за формулою:

$$\Delta t_{cp} = \frac{A}{2,3lg \frac{\Delta t_6 + \Delta t_M + A}{\Delta t_6 + \Delta t_M - A}}, \quad (3.20)$$

де Δt_6 і Δt_M – більша та менша різниці температур на кінцях теплообмінника при протитечійному русі з тими ж початковими і кінцевими температурами теплоносіїв; $A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2}$, $\delta T = T_{поч} - T_{кін}$, зміни температури гарячого теплоносія; $\delta t = t_{кін} - t_{поч}$ зміни температури холодного теплоносія.

7. Визначення середніх температур теплоносія.

В більшості критеріальних рівнянь тепловіддачі значення фізико-хімічних констант теплоносія віднесені до його середньої температури, яку визначають у такий спосіб.

Для того теплоносія, температура якого змінюється в теплообміннику на менше число градусів, середня температура визначається як середнє арифметичне між початковою і кінцевою:

$$t_{cp1} = (t_{поч1} + t_{кін1})/2, \quad (3.21)$$

Для другого теплоносія середню температуру визначають за формулою:

$$t_{cp2} = t_{cp1} \pm \Delta t_{cp}, \quad (3.21a)$$

Це рівняння справедливе й тоді, коли температура першого теплоносія постійна вздовж поверхні теплообміну.

Приклади розв'язання типових задач

3.1. Апарат діаметром 2 м і висотою 5 м вкритий шаром теплоізоляції із азбесту товщиною 75 мм. Температура стінки апарату 146 °С, температура зовнішньої поверхні ізоляції 40 °С. Визначити втрати теплоти через шар ізоляції.

Розв'язок

Середня площа, через яку проходить теплота:

$$F_{\text{сер}} = \pi \left(D_{\text{сер}} L + 2 \frac{D^2}{4} \right) = 3,14(2,075 \cdot 5 + 0,5 \cdot 2^2) = 38,8 \text{ м}^2$$

Коефіцієнт теплопровідності азбесту $\lambda = 0,151 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$ знаходимо з табл. 9.

Тепловий потік через ізоляцію:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{\text{г}} - t_{\text{х}}) F_{\text{сер}} = \frac{0,151}{0,075} \cdot 38,8(419 - 313) = 8280 \text{ Вт}$$

3.2. Стінка печі складається з двох шарів: вогнетривкої ($\delta_1 = 500 \text{ мм}$) і будівельної цегли ($\delta_2 = 250 \text{ мм}$). Температура всередині печі 1300 °С, температура навколишнього простору 25 °С. Визначити: а) втрати теплоти з 1 м² поверхні стінки і б) температуру t_3 на границі між вогнетривкою і будівельною цеглою. Коефіцієнт тепловіддачі від пічних газів до стінки $\alpha_1 = 34,8 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$; коефіцієнт тепловіддачі від стінки до повітря $\alpha_2 = 16,2 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$. Коефіцієнт теплопровідності вогнетривкої цегли $\lambda_1 = 1,16 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$; коефіцієнт теплопровідності будівельної цегли $\lambda_2 = 0,58 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$. Схема процесу зображена на рис. 5.2.

Розв'язок

Схема процесу теплопередачі через стінку печі зображена на рис. 3.1.

а) *Коефіцієнт теплопередачі:* $K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2}} = \frac{1}{\frac{1}{34,8} + \frac{0,5}{1,16} + \frac{0,25}{0,58} + \frac{1}{16,2}} = 1,05 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$

Втрати теплоти з 1 м² поверхні стінки:

$$q = K(t_1 - t_2) = 1,05(1300 - 25) = 1340 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

б) *Температура t_3 на границі між вогнетривкою та будівельною цеглою може бути знайдена зі співвідношень*

$$q = \frac{(t_1 - t_3)}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1}\right)}; \quad q = \alpha_1(t_1 - t_3) = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_2 - t_3).$$

Звідси

$$t_2 = t_1 - \frac{q}{\alpha_1} = 1300 - \frac{1340}{34,8} = 1261 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$t_3 = t_2 - \frac{q\delta_1}{\lambda_1} = 1261 - \frac{1340 \cdot 0,5}{1,16} = 684 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Будівельна цегла може застосовуватися до $800 \text{ }^\circ\text{C}$. Відповідно, температура на внутрішній поверхні будівельної цегли $t_3 = 684 \text{ }^\circ\text{C}$ є допустимою.

3.3. Теплота крекінг-залишку використовується для підігріву нафти. Визначити середню різницю температур у теплообміннику між гріючим крекінг-залишком і нафтою, якщо температура крекінг-залишку змінюється від 300 до $200 \text{ }^\circ\text{C}$, а нафти від 25 до $175 \text{ }^\circ\text{C}$.

Розв'язок

Розглянемо два випадки руху рідини:

1) рух прямолінійний (паралельний) – обидві рідини рухаються в одному напрямку:

$$300 \rightarrow 200$$

$$25 \rightarrow 175$$

$$\Delta t_{\delta} = 300 - 25 = 275 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\text{м}} = 200 - 175 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{275}{25} = 11 > 2.$$

$$\text{Відповідно, } \Delta t_{\text{сер}} = \frac{275 - 25}{\ln\left(\frac{275}{25}\right)} = \frac{250}{\ln 11} = \frac{250}{2,3} = 104,6 \text{ }^\circ\text{C}$$

2) рух протитечійний – рідини рухаються у протилежних напрямках:

$$300 \rightarrow 200$$

$$175 \leftarrow 25$$

$$\Delta t_{\delta} = 300 - 175 = 125 \text{ }^\circ\text{C};$$

$$\Delta t_{\text{м}} = 200 - 25 = 175 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{\text{м}}} = \frac{125}{175} = 0,71 < 2;$$

$$\text{Відповідно, } \Delta t_{\text{сер}} = \frac{175 + 125}{2} = 150 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Задачі для самостійної роботи

3.4. Паропровід довжиною 40 м , діаметром $51 \times 2,5 \text{ мм}$ вкритий шаром ізоляції товщиною 30 мм ; температура зовнішньої поверхні ізоляції $45 \text{ }^\circ\text{C}$, внутрішньої $175 \text{ }^\circ\text{C}$. Визначити

кількість теплоти, що втрачається трубопроводом за 1 годину. Коефіцієнт теплопровідності ізоляції $\lambda = 0,116 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$.

3.5. Сталева труба діаметром 60x3 мм ізолювана шаром пробки товщиною 30 мм і зверху ще шаром совеліту товщиною 40 мм. Температура стінки труби $-110 \text{ }^\circ\text{C}$, а зовнішньої поверхні ізоляції $10 \text{ }^\circ\text{C}$. Розрахувати годинну втрату холоду з 1 м довжини труби.

3.6. Як зміниться втрата холоду в умовах попередньої задачі, якщо внутрішній шар зробити совелітовим ($\delta = 40 \text{ мм}$), а зовнішній – пробковим ($\delta = 30 \text{ мм}$).

3.7. Знайти температуру внутрішньої поверхні обмурівки апарата (рис. 3.1), якщо температура на зовнішній поверхні її $35 \text{ }^\circ\text{C}$. Товщина обмурівки 260 мм. Термометр, занурений на глибину 50 мм від зовнішньої поверхні, показує температуру $70 \text{ }^\circ\text{C}$.

3.8. Колона для ректифікації рідкого повітря вкрита шаром теплової ізоляції із шлакової вати товщиною 250 мм. Температура рідини всередині колони $-190 \text{ }^\circ\text{C}$, температура повітря у приміщенні $20 \text{ }^\circ\text{C}$. Яка кількість теплоти може проникати з навколишнього повітря в колону через 1 м^2 поверхні, якщо знехтувати термічними опорами з боку рідини, навколишнього повітря і металевої стінки колони?

3.9. Визначити температури внутрішньої t_2 і зовнішньої t_3 поверхонь стінки теплообмінника, а також температуру t_4 зовнішньої поверхні ізоляції, якою вкритий апарат (рис. 3.3.). Температура рідини у теплообміннику $t_1 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$, температура зовнішнього повітря $t_5 = 10 \text{ }^\circ\text{C}$. Теплообмінник виготовлений із сталі; товщина сталевих стінок $\delta_{\text{ст}} = 5 \text{ мм}$, товщина ізоляції $\delta_{\text{із}} = 50 \text{ мм}$. Коефіцієнт тепловіддачі від рідини до стінки апарата $\alpha_1 = 232 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$, коефіцієнт тепловіддачі від поверхні ізоляції до повітря $\alpha_2 = 10,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$, коефіцієнт теплопровідності ізоляції $\lambda_{\text{із}} = 0,12 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$.

3.10. Як зміниться величина коефіцієнта теплопередачі у теплообмінному апараті, виготовленому з сталевих труб товщиною 3 мм, якщо на поверхні труб відкладеться шар накипу (водяного каменю) товщиною 2 мм: а) у водяному холодильнику для газу, в якому $\alpha_{\text{газу}} = 58 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$, $\alpha_{\text{води}} = 580 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$; б) у випарному апараті, в якому $\alpha_{\text{кип.р-ну}} = 2780 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$, $\alpha_{\text{тр.пари}} = 11\,600 \text{ Вт}/(\text{м}^2\cdot\text{К})$?

3.11. Гарячий концентрований розчин, що виходить з випарного апарата з температурою 106°C , використовується для нагрівання до 50°C холодного розбавленого розчину, що надходить на випарювання при температурі 15°C . Концентрований розчин охолоджується до температури 60°C . Визначити середню різницю температур для прямо- і протитечійної схем.

3.12. У багатоходовому кожухотрубному теплообміннику, що має чотири ходи у трубному просторі і один хід у міжтрубному (рис.3.4), толуол охолоджується водою від 106 до 30°C . Вода, що проходить по трубах, нагрівається від 10 до 34°C . Визначити середню різницю температур у теплообміннику.

3.13. У посудині бутиловий спирт нагрівається від 20 до 55°C , а вода охолоджується від 80 до 60°C . Знайти середню різницю температур у посудині.

3.14. Визначити середню різницю температур у протитечійному теплообміннику, в якому поглинальне масло охолоджується від 90 до 30°C охолоджувальною рідиною, що нагрівається від 10 до 50°C .

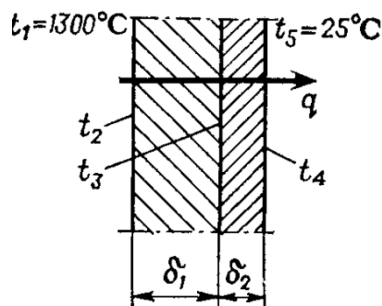


Рис. 3.1 До задачі 3.2.

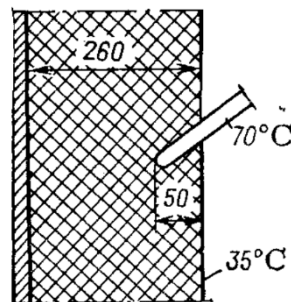


Рис. 3.2. До задачі 3.7.

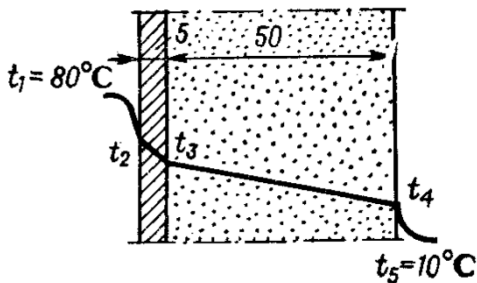


Рис. 3.3. До задачі 3.9.

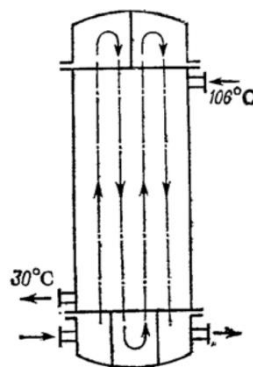


Рис. 3.4. До задачі 3.12.

РОЗДІЛ 4 МАСОПЕРЕДАЧА. АБСОРБЦІЯ

Основні залежності та розрахункові формули

1. Способи вираження складу фаз двокомпонентних систем рідина – газ (пара) представлені в табл. 13. Формули для перерахунку концентрацій (в рідкій фазі) дані в табл. 14. Для газової (парової) аналогічні співвідношення, але із заміною значень x на y , X на Y , C_x на C_y .

2. Концентрація компонента в газовій фазі може виражатися через його парціальний тиск. На основі рівнянь Клапейрона і Дальтона мольна маса будь-якого компонента суміші ідеальних газів вимірюється:

$$y = p/P \quad (4.1)$$

де p – парціальний тиск компонента в газовій суміші, $P = p_A + p_B + p_C + \dots$ – сумарний тиск суміші газів і пари, який дорівнює сумі парціальних тисків всіх компонентів.

3. Закон міжфазової рівноваги для ідеальних розчинів.

а) Закон Генрі

$$p^* = Ex, \quad (4.2)$$

де p^* – парціальний тиск компонента в газовій суміші над рівноважною з газом рідиною; x – мольна частка компонента в рідині; E – коефіцієнт Генрі, який залежить від температури і від природи газу та рідини.

Значення E для водних розчинів деяких газів наведені у табл. 15.

Підставляючи у рівняння (4.2) $p^* = y^*P$ значення за рівнянням (4.1), отримуємо:

$$y^* = mx \quad (4.3)$$

Тут y^* – мольна частка компонента в газовій фазі, рівноважній з рідиною; $m = E/P$ – безрозмірний коефіцієнт (коефіцієнт розподілу) постійний для даної системи газ-рідина при $t = \text{const}$ і $P = \text{const}$.

У випадку двофазної трикомпонентної системи (газова фаза: А+В, рідка фаза: А+С), якщо підставити у рівняння рівноваги (4.3) значення x і y^* для компонента А, виражені через його відносні концентрації X і Y^* , \bar{X} і \bar{Y}^* (табл. 14), отримаємо:

$$\frac{Y^*}{1+Y^*} = m \frac{X}{1+X} \quad (4.4)$$

$$\frac{\bar{Y}^*}{\bar{Y}^* + \frac{M_A}{M_B}} = m \frac{\bar{X}}{\bar{X} + \frac{M_A}{M_C}} \quad (4.5)$$

де M_A – мольна маса розподіленого між фазами компонента А; M_B – те ж другого компонента бінарної газової суміші; M_C – те ж другого компонента бінарної рідкої суміші.

При малих концентраціях розподіленого компонента в газі і в рідині, коли $Y^* \ll 1$ і $X \ll 1$, в знаменниках рівняння (4.4) величинами Y^* і X можна знехтувати і воно набуде вигляду:

$$Y^* = mX \quad (4.6)$$

Аналогічно при $\bar{Y}^* \ll \frac{M_A}{M_B}$ і $\bar{X} \ll \frac{M_A}{M_C}$ з рівняння (4.5) отримаємо:

$$\bar{Y}^* = m \frac{M_C}{M_B} \bar{X} \quad (4.6a)$$

б) закон Рауля:

$$p^* = Px \quad (4.7)$$

де p^* – парціальний тиск компонента в парогазовій суміші над рідиною в умовах рівноваги; P – тиск насиченої пари чистого компонента – однозначна функція температури; $P = f(t)$; x – мольна частка компонента в рідині.

При підстановці у рівняння (4.7) значення $p^* = y^*P$ з рівняння (4.1) отримаємо:

$$y^* = \frac{P}{P} x \quad (4.8)$$

де y^* – мольна частка компонента в парогазовій фазі рівноважній з рідиною.

Для двокомпонентної суміші, коли обидва її компоненти дотримуються закону Рауля, рівняння (4.8) має вигляд:

$$y_A^* = \frac{\alpha x_A}{1 + (\alpha - 1)x_A} \quad (4.9)$$

Тут $\alpha = P_A/P_B$ – коефіцієнт відносної леткості; P_A – тиск насиченої пари більш леткого (низькокиплячого) при такій самій температурі; P_B – тиск насиченої пари менш леткого (низькокиплячого) компонента при такій же температурі.

4. Численні експериментальні дані про рівноважний склад рідини і пари для різноманітних розчинів наведені в довідниках. Для деяких бінарних сумішей дані про рівноважний склад рідини і пари при $\Pi = \text{const}$ наведені в таблиці 18 і на рис. VIII і IX.

5. Причиною (рушійною силою) процесу масопередачі – переходу будь-якого компонента з однієї фази в другу є нерівновага приведених до контакту фаз, їх відхилення від стану динамічної рівноваги. В хімічній термодинаміці встановлено, що величина цього відхилення, при рівності температур і тиску фаз, визначається різницею хімічних потенціалів перехідного компонента ($\mu_x - \mu_y$), яка і є рушійною силою процесу масопередачі. При рівновазі фаз потенціали μ_x і μ_y рівні.

Заміняючи потенціал μ_x відповідним до нього потенціалом рівноважної газової суміші μ_y^* , отримаємо для рушійної сили процесу масопередачі вираз:

$$\mu_x - \mu_y = \mu_y^* - \mu_y.$$

Аналогічно, заміняючи потенціал μ_y відповідним до нього потенціалом рівноважної рідкої фази μ_x^* , отримаємо:

$$\mu_x - \mu_y = \mu_x - \mu_x^*$$

З останніх рівнянь витікає, що рушійна сила процесу $\mu_x - \mu_y$ може виражатись двома способами: або як різниця хімічних потенціалів, взятих по газовій фазі, або як різниця потенціалів, взятих по рідкій фазі. При цьому необхідно пам'ятати, що газова фаза з потенціалом μ_y^* і концентрацією y^* , як і рідка фаза з потенціалом μ_x^* і концентрацією x^* , – фази гіпотетичні і в реальному процесі масопередачі відсутні.

В технічних розрахунках застосовують не хімічні потенціали, а більш прості та легкі для визначення величини – концентрації, з допомогою яких також можна охарактеризувати

відхилення фаз Φ_x і Φ_y від стану рівноваги. Однак, на відміну від різниці хімічних потенціалів $(\mu_x - \mu_y)$, яка дорівнює нулю при рівновазі фаз, різниця концентрацій $(x - y)$, в загальному випадку не дорівнює нулю при рівновазі, не є мірою відхилення від стану рівноваги, тому що є рушійною силою масопередачі. При технічних розрахунках рушійну силу процесу масопередачі – відхилення системи від стану рівноваги – виражають як різницю концентрацій $(y^* - y)$ або $(x - x^*)$. Оскільки концентрації можуть виражатися в різних одиницях, то рушійна сила процесу масопередачі може мати різноманітні значення.

6. У відповідності з двома можливими способами вираження рушійної сили процесу масопередачі – по газовій фазі $(\Delta y = y^* - y)$ або по рідкій фазі $(\Delta x = x - x^*)$ – рівняння масопередачі записується у двох виглядах:

$$M = K_y \Delta y_{сер} F \quad (4.10)$$

або

$$M = K_x \Delta x_{сер} F \quad (4.11)$$

Тут M – витрата компонента, який переходить з однієї фази в іншу, кмоль/с; F – площа поверхні масопередачі, м²; K_y – коефіцієнт масопередачі віднесений до рушійної сили Δy , вираженої через мольні частки компонента в газовій фазі, кмоль/(м²·с); K_x – коефіцієнт масопередачі віднесений до рушійної сили Δx , виражений через мольні частки компонента в рідкій фазі кмоль/(м²·с); $\Delta x_{сер}$ і $\Delta y_{сер}$ – відповідно середні для всього процесу рушійні сили.

В останніх рівняннях замість мольних витрат і концентрацій можуть бути масові, а замість $\Delta y_{сер}$ можуть бути $\Delta Y_{сер}$; $\Delta C_{у сер}$ і $\Delta p_{сер}$; відповідно, замість $\Delta x_{сер}$ можуть бути $\Delta X_{сер}$ або $\Delta C_{х сер}$.

7. За певних припущень отримуємо такі залежності між коефіцієнтами масопередачі K_y і K_x та фазовими коефіцієнтами масовіддачі β_y і β_x :

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} \quad (4.12)$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} \quad (4.13)$$

де m – тангенс кута нахилу лінії рівноваги. Коефіцієнти масовіддачі та масопередачі виражені в $\text{кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Знаменники останніх рівнянь являють собою загальний дифузійний опір, який дорівнює сумі дифузійних опорів газової та рідкої фази.

Коли основний дифузійний опір зосереджений у газовій фазі, тобто при $\frac{m}{\beta_x} \ll \frac{1}{\beta_y}$, то

$$K_y \approx \beta_y \quad (4.14)$$

Коли основний дифузійний опір зосереджений у рідкій фазі, тобто при $\frac{1}{m\beta_y} \ll \frac{1}{\beta_x}$, то

$$K_x \approx \beta_x \quad (4.15)$$

З рівнянь (4.12) і (4.13) отримуємо:

$$K_y = K_x/m \quad (4.16)$$

8. Основні дифузійні критерії подібності усталених процесів масовіддачі.

Дифузійний критерій Нуссельта:

$$Nu' = \beta l/D \quad (4.17)$$

Дифузійний критерій Пекле:

$$Pe' = wl/D \quad (4.18)$$

Дифузійний критерій Прандтля:

$$Pr' = \frac{Pe'}{Re} = \nu/D \quad (4.19)$$

Тут β – коефіцієнт масовіддачі, $\text{м}/\text{с}$; l – характерний лінійний розмір, м ; D – коефіцієнт молекулярної дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$; w – швидкість газу чи рідини, $\text{м}/\text{с}$; ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості, $\text{м}^2/\text{с}$.

Приклади розв'язання типових задач

4.1. Рідка суміш містить 58,8 % (мол.) толуолу і 41,2 % (мол.) чотирихлористого вуглецю. Визначити відносну масову концентрацію толуолу \bar{X} і його об'ємну масову концентрацію \bar{C}_x .

Розв'язок

Для перерахунку мольної частки у відносну масову концентрацію скористаємось формулою (табл. 14):

$$\bar{X} = \frac{M_{\text{тол}x}}{M_{\text{чхв}}(1-x)},$$

де $M_{\text{тол}}$ – мольна маса толуолу (C_7H_8 – 92 кг/кмоль); $M_{\text{чхв}}$ – мольна маса чотирихлористого вуглецю (CCl_4 – 154 кг/кмоль); x – мольна частка толуолу.

Звідси:

$$\bar{X} = \frac{92 \cdot 0,588}{154 \cdot 0,412} = 0,853 \frac{\text{кг толуола}}{\text{кг чхв}}.$$

Щоб обчислити об'ємну масову концентрацію толуолу за формулою: $\bar{C}_x = \rho \bar{x}$, необхідно знати густину суміші ($\rho_{\text{сум}}$). Для розрахунку густини знайдемо масову частку толуолу $\bar{x}_{\text{тол}}$.

$$\bar{x} = \frac{\bar{X}}{1+\bar{X}} = \frac{0,853}{1+0,853} = 0,461.$$

З табл. 3 знаходимо: $\rho_{\text{тол}} = 855 \text{ кг/м}^3$; $\rho_{\text{чхв}} = 1634 \text{ кг/м}^3$. Вважаємо, що зміни об'єму при змішуванні не відбувається, тобто об'єм суміші дорівнює сумі об'ємів компонентів.

Знайдемо об'єм 1 кг суміші:

$$V_{\text{сум}} = \frac{\bar{x}_{\text{тол}}}{\rho_{\text{тол}}} + \frac{\bar{x}_{\text{чхв}}}{\rho_{\text{чхв}}} = \frac{0,46}{855} + \frac{0,54}{1634} = 0,862 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$$

Звідси густина суміші:

$$\rho_{\text{сум}} = \frac{1}{0,862 \cdot 10^{-3}} = 1160 \text{ кг/м}^3.$$

Об'ємна масова концентрація толуолу:

$$\bar{C}_x = \rho \bar{x} = 1160 \cdot 0,461 = 535 \text{ кг/м}^3.$$

4.2. При температурі 25 °С приведені до контакту: повітря при атмосферному тиску, що містить 14 % (об.) ацетилену, і вода, що містить розчинений ацетилен у кількості: а) $0,29 \cdot 10^{-3}$ кг на 1 кг води; б) $0,153 \cdot 10^{-3}$ кг на 1 кг води. Визначити: 1) з якої фази в яку переходитиме ацетилен; 2) рушійну силу цього процесу переходу в початковий момент часу

(у відносних мольних концентраціях). Атмосферний тиск 765 мм рт.ст. Рівноважні концентрації діоксиду вуглецю в газовій і рідкій фазах визначаються за законом Генрі.

Розв'язок

Згідно із законом Генрі (рівняння 4.2.): $p^* = Ex$.

За табл. 15 знаходимо, що при 25 °С коефіцієнт Генрі $E = 1,01 \cdot 10^6$ мм рт. ст.

Парціальний тиск ацетилену у повітрі за рівнянням (4.1):

$$p = yП = 0,14 \cdot 765 = 107 \text{ мм рт. ст.}$$

а) Мольна частка ацетилену у воді при $\bar{X} = 0,29 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кг ацетилену}}{\text{кг води}}$ (табл. 14):

$$x = \frac{\bar{X}}{\bar{X} + \frac{M_{\text{ац}}}{M_{\text{в}}}} = \frac{0,29 \cdot 10^{-3}}{0,29 \cdot 10^{-3} + \frac{26}{18}} \approx \frac{18 \cdot 0,29 \cdot 10^{-3}}{26} = 0,2 \cdot 10^{-3}.$$

Відповідь на питання задачі можна одержати двома способами:

I. В умовах рівноваги парціальний тиск ацетилену у газовій фазі над рідиною з $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$ за законом Генрі має становити:

$$p^* = Ex = 1,01 \cdot 10^6 \cdot 0,2 \cdot 10^{-3} = 202 \text{ мм рт. ст.}$$

Насправді ж парціальний тиск ацетилену над цією рідиною є меншим: $p = 107$ мм рт.ст. Для того, щоб в процесі масопередачі система газ-рідина наближувалась до стану рівноваги, парціальний тиск ацетилену у газовій фазі повинен збільшуватись, тобто він буде переходити з води у повітря.

Рушійна сила цього процесу переходу (відхилення від стану рівноваги) у початковий момент часу становитиме:

$$\text{в одиницях парціального тиску ацетилену: } \Delta p = p^* - p = 202 - 107 = 95 \text{ мм рт. ст.};$$

$$\text{в мольних частках: } \Delta y = y^* - y = \frac{202}{765} - 0,14 = 0,264 - 0,14 = 0,124;$$

$$\text{у відносних мольних концентраціях: } \Delta Y = Y^* - Y = \frac{y^*}{1-y^*} - \frac{y}{1-y} = \frac{0,264}{1-0,264} - \frac{0,14}{1-0,14} = 0,359 - 0,163 = 0,196 \frac{\text{кмоль ацетилену}}{\text{кмоль повітря}}.$$

II. В умовах рівноваги з газовою фазою, в якій парціальний тиск ацетилену дорівнює 107 мм рт.ст., вода за законом Генрі повинна мати концентрацію ацетилену (у мольних частках):

$$x^* = \frac{p}{E} = \frac{107}{1,01 \cdot 10^6} = 0,106 \cdot 10^{-3}.$$

Насправді ж мольна частка ацетилену у воді є більшою: $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$. Для того, щоб в процесі масопереходу система прямувала до стану рівноваги, мольна частка ацетилену у воді має зменшуватись, тобто ацетилен буде переходити з води у повітря.

Рушійна сила цього процесу масопереходу у початковий момент часу (розраховуючи за концентрацією у рідкій фазі):

$$\text{у мольних частках: } \Delta x = x - x^* = 0,2 \cdot 10^{-3} - 0,106 \cdot 10^{-3} = 0,094 \cdot 10^{-3};$$

$$\text{у відносних мольних концентраціях: } \Delta X = X - X^* = \frac{x}{1-x} - \frac{x^*}{1-x^*}.$$

Оскільки в даному прикладі x та x^* значно менші за одиницю, то у знаменниках останнього рівняння ними можна знехтувати і

$$\Delta X = x - x^* = 0,094 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль ацетилену}}{\text{кмоль води}}.$$

4.3. Визначити витрату сірчаної кислоти для осушення повітря за таких даних. Продуктивність скрубера $500 \text{ м}^3/\text{год}$. Початковий вміст вологи у повітрі $0,016 \text{ кг/кг}$ сухого повітря, кінцевий вміст $0,006 \text{ кг/кг}$ сухого повітря. Початковий вміст води в кислоті $0,6 \text{ кг/кг}$ моногідрату, кінцевий вміст $1,4 \text{ кг/кг}$ моногідрату. Осушення повітря проводиться за атмосферного тиску.

Розв'язок

Масова витрата повітря:

$$G = 500 \cdot 1,293 = 646 \text{ кг/год}$$

де $1,293 \text{ кг/м}^3$ – густина повітря за нормальних умов.

За рівнянням матеріального балансу витрата сірчаної кислоти (моногідрату):

$$L = G \frac{\bar{Y}_H - \bar{Y}_B}{\bar{X}_H - \bar{X}_B} = 646 \frac{0,016 - 0,006}{1,4 - 0,6} = 8,1 \text{ кг/год}.$$

Задачі для самостійної роботи

4.4. Змішали два однакових об'єми бензолу і нітробензолу. Вважаючи, що об'єм рідкої суміші дорівнює сумі об'ємів компонентів, визначити густину суміші, відносну масову концентрацію \bar{X} нітробензолу і його об'ємну мольну концентрацію C_x .

4.5. Склад рідкої суміші: хлороформу 20 %, ацетону 40 %, сірковуглецю 40 %. Відсотки мольні. Визначити густину суміші, вважаючи, що зміни об'єму при змішуванні не відбувається.

4.6. Повітря насичене парою етилового спирту. Загальний тиск повітряно-парової суміші 600 мм рт. ст. , температура $60 \text{ }^\circ\text{C}$. Приймаючи обидва компоненти суміші за ідеальні гази, визначити відносну масову концентрацію \bar{Y} етилового спирту в суміші і густину суміші.

4.7. Газ складу: водень 26 %, метан 60 %, етилен 14 % (відсотки мольні) має тиск $p_{абс} = 3$ МПа і температуру 20°C . Вважаючи компоненти суміші ідеальними газами, визначити їх об'ємні масові концентрації \overline{C}_y .

4.8. Повітря атмосферного тиску при температурі 34°C насичене водяною парою. Визначити парціальний тиск повітря, об'ємний і масовий % пари у повітряно-паровій суміші і його відносну масову концентрацію, вважаючи обидва компоненти суміші ідеальними газами. Атмосферний тиск 745 мм рт. ст. Визначити також густину повітряно-парової суміші, порівняти її з густиною сухого повітря.

4.9. Пара бінарної суміші хлороформ – бензол, що містить 50 % хлороформу і 50 % бензолу, вступає у контакт з рідиною, що містить 44 % хлороформу і 56 % бензолу (відсотки мольні). Тиск атмосферний. Визначити: 1) з якої фази в яку переходитиме хлороформ і бензол; 2) рушійну силу процесу масопередачі по паровій і рідкій фазах на вході пари у рідину (в мольних частках). Дані про рівноважні склади див. в табл. 18.

4.10. У масообмінному апараті, що працює під тиском $p_{абс} = 0,31$ МПа, коефіцієнти масовіддачі мають такі значення: $\beta_y = 1,07$ кмоль/($\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot (\Delta y = 1)$), $\beta_x = 22$ кмоль/($\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot (\Delta x = 1)$). Рівноважні склади газової та рідкої фаз характеризуються законом Генрі $p^* = 0,08 \cdot 10^6 x$. визначити: а) коефіцієнти масопередачі K_y та K_x ; б) у скільки разів дифузійний опір рідкої фази відрізняється від дифузійного опору газової фази.

4.11. У масообмінному апараті – абсорбері коефіцієнт масопередачі

$$K_y = 10,4 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3}}$$

апараті 760 мм рт. ст., температура 20°C . Визначити значення коефіцієнта масопередачі K_y

в таких одиницях: 1) $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot (\Delta y = 1)}$; 2) $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм.рт.ст}}$; 3)

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \frac{\text{кг}}{\text{кг}_\text{інертного}_\text{газу}}}$$

4.12. Скрубер для поглинання парів ацетону із повітря зрошується водою в кількості 3000 кг/год. Середня температура в скрубері 20°C . Через скрубер пропускається під

атмосферним тиском суміш повітря з парами ацетону, що містить 6 % (об.) ацетону. Чистого повітря в цій суміші міститься 1400 м³/год (за н.у.). В скрубєрі вловлюється 98 % ацетону. Рівняння лінії рівноваги:

$$Y^* = 1,68X.$$

Тут X і Y^* виражені в киломолях ацетону на 1 кмоль другого компонента, тобто води або повітря.

Знайти діаметр і висоту скрубєра, заповненого керамічними кільцями розміром 25 x 25 x 3 мм. Швидкість газу прийняти на 25 % меншу від швидкості захливання. Коефіцієнт масопередачі

$$K_y = 0,4 \frac{\text{кмоль}_{\text{ ацетону}}}{\text{м}^2 \cdot \text{год} \cdot \frac{\text{кмоль}_{\text{ ацетону}}}{\text{кмоль}_{\text{ повітря}}}}. \quad \text{Коефіцієнт}$$

змочуваності насадки прийняти рівним одиниці.

4.13. Визначити коефіцієнт масопередачі у водяному скрубєрі при поглинанні з газу діоксиду вуглецю за такими даними. В скрубєр надходить 5000 м³/год газової суміші (за атмосферного тиску і робочої температури). На скрубєр подається 650 м³/год чистої води. Початковий вміст діоксиду вуглецю в газі 28,4 % (об.), кінцевий (вгорі скрубєра) 0,2 % (об.). Тиск в скрубєрі $p_{\text{абс}} = 1,6$ МПа. Температура 15 °С. В нижню частину скрубєра завантажено 3 т керамічних кілець 50 x 50 x 5 мм. Вище завантажено 17 т кілець 35 x 35 x 4 мм. Коефіцієнт змочуваності вважати рівним одиниці.

4.14. Визначити теоретично мінімальну витрату рідкого поглинача з мольною масою 224 кг/кмоль, необхідного для повного вилучення пропану і бутану з 1000 м³/год (за н.у.) газової суміші. Вміст пропану в газі 15 % (об.), бутану 10 % (об.). Температура в абсорбері 30 °С, абсолютний тиск 294 кПа. Розчинність бутану і пропану в поглиначі характеризується законом Рауля.

4.15. Визначити коефіцієнт масопередачі у зрошуваному водою абсорбері, в якому $\beta_y = 2,76 \cdot 10^{-3}$ кмоль/(м²·год·кПа), а $\beta_x = 1,17 \cdot 10^{-4}$ м/с. Тиск в апараті $p_{\text{абс}} = 0,11$ МПа. Рівняння лінії рівноваги в мольних долях: $y^* = 102x$.

4.16. Визначити витрату води, що використовується для поглинання хлороводню з повітря за таких даних. Продуктивність скрубєра 275 м³/год. Початковий вміст хлороводню у повітрі 0,008 кг/кг сухого повітря, кінцевий вміст 0,0012 кг/кг сухого повітря. Початковий вміст хлороводню у воді 0,04 кг/кг, кінцевий вміст 1,78 кг/кг. Поглинання проводиться за атмосферного тиску.

4.17. Склад газової суміші: водню 16 %, метану 56 %, кисню 28 %. Відсотки мольні. Визначити відносну масову концентрацію метану \bar{X} і його об'ємну масову концентрацію \bar{C}_x .

4.18. Рідка суміш містить 52,3 % (мол.) толуолу і 47,7 % (мол.) бензолу. Визначити відносну масову концентрацію бензолу \bar{X} і його об'ємну масову концентрацію \bar{C}_x .

4.19. При температурі 30 °С приведені до контакту повітря при атмосферному тиску, що містить 27 % (об.) етилену і вода, що містить розчинений етилен у кількості $0,17 \cdot 10^{-3}$ кг на 1 кг води. Визначити з якої фази в яку переходитиме етилен. Атмосферний тиск 745 мм рт.ст. Рівноважні концентрації етилену в газовій і рідкій фазах визначаються за законом Генрі.

РОЗДІЛ 5 АДСОРБЦІЯ

Основні залежності та розрахункові формули

1. В процесі адсорбції граничним станом для кожної поглинаючої речовини виявляється стан рівноваги між вмістом в адсорбенті (так звана статична активність) a_0^* і парціальним тиском p (або концентрацією C_y) абсорбційної речовини в парогазовій чи рідкій суміші.

Крива рівноваги при постійній температурі $a_0^* = f(p)$ має назву ізотерми адсорбції і служить основною характеристикою статички процесу. При відносно високих парціальних тисках p вміст абсорбційної речовини a_0^* наближається до постійної величини a_∞ , який характеризує стан максимально можливого насичення адсорбента при цій температурі.

Між концентрацією \bar{C}_y (в кг/м³) абсорбційної речовини в газовій суміші і його парціальним тиском p , згідно з рівнянням Клапейрона, існує прямопропорційна залежність.

$$\bar{C}_y = \frac{p}{RT} \quad (5.1)$$

де R – газова стала, Дж/(кг·К).

2. Найбільш повним рівнянням ізотерми адсорбції, яке не має в координатах $a_0^* - p$ точок перегину, враховуючи до того ж структурні особливості сорбентів, виявилось рівняння Дубиніна, отримане на основі теорії об'ємного заповнення мікропор.

Для мікропористих сорбентів, що володіють однорідною мікропористою структурою (синтетичні цеоліти), це рівняння має вигляд:

$$a_0^* = \frac{W_0}{V} e^{-B \frac{T^2}{\beta^2} (\lg \frac{p_s}{p})^2} \quad (5.2)$$

Для адсорбентів зі складними мікропористими структурами (дрібнопористі силікагелі, активоване вугілля) :

$$a_0^* = \frac{W_{01}}{V} e^{-B_1 \frac{T^2}{\beta^2} (\lg \frac{p_s}{p})^2} + \frac{W_{02}}{V} e^{-B_2 \frac{T^2}{\beta^2} (\lg \frac{p_s}{p})^2} \quad (5.3)$$

Тут a_0^* – величина адсорбції, ммоль/г; W_0 і B , W_{01} і B_1 , W_{02} і B_2 – константи адсорбентів; T – температура, К; β – коефіцієнт афінності пари адсорбтиву до стандартної речовини;

p_s/p – відношення тиску насиченої пари поглинального компонента до його парціального тиску.

3. Згідно з теорією Ейкена і Поляни, керуючись ізотермою адсорбції пари стандартної речовини для температури T_1 , можна обчислити ізотерму адсорбції іншої пари при температурі T_2 .

Для обчислення величини адсорбції є формула:

$$a_2^* = \frac{a_1^* V_1}{V_2} \quad (5.4)$$

де a_1^* – ордината ізотерми стандартної речовини (зазвичай бензола), кг/кг або ммоль/г; a_2^* – ордината ізотерми, що обчислюють, кг/кг або ммоль/г; V_1 і V_2 – мольні об'єми стандартної і досліджуваної речовини (в рідкому стані), м³/кмоль.

Мольні об'єми обчислюють за формулою:

$$V = M/\rho \quad (5.5)$$

де M – мольна маса, кг/кмоль; ρ – густина рідини, кг/м³.

Тиск обчислюється за формулою:

$$\lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{p_{s,1}}{p_1} \quad (5.6)$$

де p_1 і p_2 – парціальний тиск стандартної і досліджуваної речовини, мм рт.ст.; $p_{s,1}$ – тиск насиченої пари стандартної речовини при температурі T_1 (вираженої в К), мм рт.ст.; $p_{s,2}$ – тиск насиченої пари стандартної речовини при температурі T_2 (вираженої в К), мм рт.ст.; β – коефіцієнт афінності, рівний відношенню мольних об'ємів.

$$\beta = V_2/V_1 \quad (5.7)$$

В табл. 5.1. наведені коефіцієнти афінності β для ряду речовин. В якості стандартної речовини взято бензол.

Таблиця 5.1

Коефіцієнти афінності β окремих речовин

<i>Рідина</i>	β	<i>Рідина</i>	β
Метиловий спирт	0,40	Оцтова кислота	0,97
Бромистий метил	0,57	Бензол	1,00
Етиловий спирт	0,61	Циклогексан	1,03
Мурашина кислота	0,61	Чотирихлористий вуглець	1,05
Сірковуглець	0,70	Діетиловий ефір	1,09
Хлористий етил	0,76	Пентан	1,12
Пропан	0,78	Толуол	1,25
Хлороформ	0,86	Хлорпікрин	1,28
Ацетон	0,88	Гексан	1,35
Бутан	0,90	Гептан	1,59

При розрахунку точок ізотерми досліджуваної пари координати a_1^* і p_1 беруться з кривої стандартної речовини, значення $p_{s,1}$, $p_{s,2}$ – із таблиць тиску насиченої пари, p_2 – обчислюється за формулою (5.6).

4. Теплота адсорбції складається із теплоти конденсації і теплоти змочування. Практично можна прийняти, що величина теплоти адсорбції органічних речовин не залежить від температури. Залежність питомої теплоти адсорбції q (в Дж/кг вугілля) від кількості поглинутої пари визначається за формулою (5.3):

$$q = ma^n \quad (5.8)$$

де a – кількість адсорбованої пари, $\text{дм}^3/\text{кг}$ вугілля; m і n – константи, значення яких представлені в табл. 5.2.

Таблиця 5.2

<i>Рідина</i>	<i>Формула</i>	n	$m \cdot 10^{-3}$
Бензол	C_6H_6	0,959	3,24
Бромистий етил	C_2H_5Br	0,900	3,77
Діетиловий ефір	$(C_2H_5)_2O$	0,9215	3,84
Йодистий етил	C_2H_5I	0,956	3,10
Метиловий спирт	CH_3OH	0,938	3,11
Сірковуглець	CS_2	0,9205	3,15
Хлористий етил	C_2H_5Cl	0,915	3,06
Хлороформ	$CHCl_3$	0,935	3,47
Чотирихлористий вуглець	CCL_4	0,930	3,74
Етиловий спирт	C_2H_5OH	0,928	3,65
Етилформиат	$HCOOC_2H_5$	0,9075	3,96

При адсорбції водяної пари вугіллям теплота адсорбції залежить від температури:

Температура, °С	-15	10	40	80	128	187
Теплота адсорбції $q \cdot 10^{-3}$, Дж/моль	46500	41900	39000	34800	30900	21800

За відсутності дослідних даних величина теплоти адсорбції (відношення до 1 кмоль газу) визначається за наближеною формулою аналогічною до правила Трутона:

$$\frac{q}{\sqrt{T_{\text{кип}}}} = \text{const} \quad (5.9)$$

де q – теплота адсорбції, Дж/кмоль газу; $T_{\text{кип}}$ – температура кипіння адсорбтиву при атмосферному тиску, К.

Величина константи залежить від природи адсорбенту; наприклад, для активованого вугілля вона дорівнює 2180.

Теплоту адсорбції (в Дж/кмоль) можна також обчислити за формулою:

$$q = \frac{44 \cdot 10^3 \lg \frac{p_2}{p_1}}{\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2}} \quad (5.10)$$

де p_1, p_2 – рівноважні тиски адсорбтиву над адсорбентом при температурі T_1 і T_2 , виражених в К.

5. На практиці поглинання газів і пари, як правило, відбувається в динамічних умовах – з потоку газу-носія. В такому разі шар сорбенту характеризується величиною динамічної адсорбційної ємності (активності) a_d – кількість поглинутої речовини (сорбтиву) шаром сорбенту до моменту появи за шаром "проскоку" сорбтива:

$$a_d = \bar{C}_0 \omega \tau \quad (5.11)$$

де a_d – динамічна адсорбційна ємність шару сорбенту кг/м³; \bar{C}_0 – вихідна концентрація сорбтиву в газовому потоці, кг/м³; ω – швидкість парогазової суміші, віднесена до площі перетину апарата, м/с; τ – час захисної дії, с.

Ступінь використання рівноважної адсорбційної ємності $n = a_d/a_0^*$ (a_0^* – рівноважна статична адсорбційна ємність шару сорбенту, кг/м³) мікропористих сорбентів у динамічних умовах при висоті шару 30 - 50 см, швидкостях пароповітряного потоку від 0,3 до 0,5 м/с та вихідних концентрацій сорбтиву 10-20 г/м³ становить зазвичай 0,8 – 0,9.

6. Процес адсорбції в динамічних умовах можна охарактеризувати кінетичним рівнем, згідно з яким швидкість адсорбції (або кількість речовини, адсорбованої за одиницю часу одиницею об'єму адсорбенту) прямопропорційна коефіцієнту масопередачі і рушійній силі процесу:

$$\frac{d_a}{d_\tau} = \beta_y (\bar{C} - \bar{C}^*) \quad (5.12)$$

де \bar{C} – концентрація адсорбованої речовини в парогазовій суміші, кг/м³ інертного газу; \bar{C}^* – концентрація адсорбованої речовини в парогазовій суміші, рівноважна поглинутій одиницею об'єму адсорбенту кількості речовини, кг/м³ інертного газу; β_y – кінетичний коефіцієнт (коефіцієнт масопередачі), с⁻¹.

Для орієнтовних розрахунків коефіцієнта масопередачі β_y при адсорбції на активованому вугіллі ($d = 1,7 - 2,2$ мм, ω потоку 0,3 – 2 м/с) користуються рівнянням (за умови, що ізотерма адсорбції описується рівнянням Лангмюра):

$$Nu' = 1,6Re^{0.54} \quad (5.13)$$

де $Nu' = \beta_y d^2/D$; $Re = \omega d/\nu$; d – середній діаметр частинок адсорбенту, м; D – коефіцієнт дифузії адсорбтиву в газі при температурі процесу, м²/с; ω – швидкість потоку парогазової суміші, розраховано на вільній перетин апарата, м/с; ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості парогазової суміші, м²/с.

7. Процес адсорбції в динамічних умовах ще можна охарактеризувати часом, пройденим від початку пропускання парогазової суміші через шар адсорбенту до моменту появи "проскоку" сорбтиву за шаром адсорбенту. Цей проміжок часу τ називається часом захисної дії шару поглинача і визначається з рівняння Шилова:

$$\tau = K(H - h) \quad (5.14)$$

в якому $Kh = \tau_0$.

Відповідно

$$\tau = KH - \tau_0 \quad (5.15)$$

де K – коефіцієнт захисної дії шару сорбенту, с/м; H – висота шару сорбенту, м; h – висота невикористаного шару сорбенту в динамічних умовах, м; τ_0 – кінетичний коефіцієнт або витрата часу захисної дії шару сорбенту, с.

Коефіцієнт захисної дії шару можна вирахувати за формулою:

$$K = \frac{a_0^*}{\omega \bar{C}_0} \quad (5.16)$$

де a_0^* – рівноважна адсорбційна ємність, кг/м³; ω – швидкість парогазової суміші, віднесена до повного перетину апарату, м/с; \bar{C}_0 – початкова концентрація адсорбованої речовини в парогазовій суміші, кг/м³.

8. Для одного і того ж адсорбенту і поглинутої речовини за постійних концентрацій і температури парогазового потоку, дійсні такі співвідношення, які називаються динамічними характеристиками B_1 і B_2 :

$$B_1 = K_1 \omega_1 = K_2 \omega_2 = \frac{a_0^*}{\bar{C}_0} \approx const \quad (5.17)$$

$$B_2 = \frac{\tau_{0,1} \sqrt{\omega_1}}{d_{3,1}} = \frac{\tau_{0,2} \sqrt{\omega_2}}{d_{3,2}} = const \quad (5.18)$$

де K – коефіцієнт захисної дії шару, с/м; ω – швидкість парогазового потоку м/с; τ_0 – втрата часу захисної дії шару, с; d_3 – середній діаметр зерен сорбенту, м.

9. Тривалість адсорбції при періодичному процесі визначається шляхом розв'язку системи рівнянь, яка складається з рівняння балансу поглинутої речовини, і рівняння кінетики адсорбції та рівняння ізотерми адсорбції.

Ізотерма адсорбції ділиться на три області: перша характеризується відношенням $p/p_s < 0,17$ (по бензолу), для другої $p/p_s \approx 0,17 \div 0,5$, а для третьої $p/p_s > 0,5$.

При визначенні тривалості процесу за ізотермою адсорбції і заданою концентрацією вихідної пароповітряної суміші \bar{C}_0 знаходять a_0^* і встановлюють, до якої області ізотерми відноситься величина \bar{C}_0^* . Потім обчислюють коефіцієнт масопередачі β_y за формулою (5.13).

В залежності від положення величини \bar{C}_0 на ізотермі застосовують один із таких трьох методів визначення тривалості адсорбції.

а) для першої області, де ізотерму адсорбції вважають прямолінійною і такою, що наближено відповідає закону Генрі, користуються формулою:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^*}{\omega C_0}} \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{a_0^*}{\beta_y C_0}} \quad (5.19)$$

де τ – тривалість адсорбції, с; ω – швидкість парогазового потоку віднесена до повного перетину апарата, м/с; H – висота шару активованого вугілля, м; \bar{C}_0 – початкова концентрація адсорбованої речовини в парогазовому потоці кг/м³; a_0^* – кількість адсорбованої речовини, рівноважної з концентрацією потоку \bar{C}_0 , кг/м³ (береться за ізотермою адсорбції кг/кг та множиться на насипну густину вугілля в кг/м³); β_y – коефіцієнт масопередачі, с⁻¹.

Величина коефіцієнта b береться для ряду значень \bar{C}/\bar{C}_0 із таблиці 5.3 (\bar{C} – вміст адсорбованої речовини в газовому потоці, на виході з адсорбера, кг/м³).

Таблиця 5.3

\bar{C}/\bar{C}_0	b	\bar{C}/\bar{C}_0	b	\bar{C}/\bar{C}_0	b
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	-0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	-0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	-0,68
0,05	1,19	0,5	0,07		
0,1	0,94	0,6	-0,10		

б) Для другої області ізотерми адсорбції користуються рівнянням:

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega \bar{C}_0} \left\{ H - \frac{\omega}{\beta_y} \left[\frac{1}{P} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) + \ln \frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right] \right\} \quad (5.20)$$

Тут $P = \bar{C}_0/\bar{C}^*$; \bar{C}^* – вміст речовини в газовому потоці, рівноважний з половинною кількістю від максимально адсорбованої цим адсорбентом, тобто рівноважний з $a_{\infty}/2$, кг/м³.

в) Для третьої області ізотерми адсорбції:

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega \bar{C}_0} \left[H - \frac{\omega}{\beta_y} \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right] \quad (5.21)$$

10. Важливою кінетичною характеристикою процесу адсорбції вважається висота зони масопередачі (висота робочого шару) h_0 , яка розраховується на основі вихідних кривих (кривих відгуку) за рівнянням:

$$h_0 = H \frac{\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}}}{\tau_{\text{нас}} - (1-f)(\tau_{\text{нас}} - \tau_{\text{пр}})} \quad (5.22)$$

де H – висота шару сорбенту; $\tau_{\text{нас}}$ – час до рівноважного насичення; $\tau_{\text{пр}}$ – час захисної дії при мінімальній концентрації "проскоку"; f – невикористана рівноважна адсорбційна ємність сорбенту в умовах динамічного дослідження в зоні масопередачі (для мікропористих сорбентів в зоні масопередачі $f \approx 0,5$)

11. Неперервні адсорбційні процеси здійснюються в абсорбційних апаратах з рухомим згори вниз шаром поглинача, при тому парогазова суміш йде йому назустріч (протитечією). Розрахунком визначається мінімальна швидкість руху u сорбенту (швидкість, за якої ступінь використання рівноважної адсорбційної ємності сорбентів в динамічних умовах становить 0,95-0,98 і забезпечує задану глибину очистки або осушення пароповітряних потоків) і робоча висота шару в гіперсорбційному апараті H_0 .

Швидкість руху шару u розраховується за формулою:

$$u = \frac{1}{K} = \frac{(\bar{C}_0 - \bar{C}_{\text{пр}})\omega}{a_0^*} \quad (5.23)$$

де ω – швидкість газового потоку віднесена до повного перетину апарату; K – коефіцієнт захисної дії шару; \bar{C}_0 – початкова концентрація адсорбованої речовини в парогазовій суміші; $\bar{C}_{\text{пр}}$ – постійна концентрація "проскоку" адсорбованої речовини в парогазовому потоці за шаром сорбенту.

В процесах тонкої осушки або очистки газових потоків $\bar{C}_{\text{пр}}$ змінюється від 0,025 до 0,008% в залежності від величини \bar{C}_0 (коли \bar{C}_0 змінюється від 20,0 до 10,0 г/м³). Тому в даному випадку рівняння (5.23) постійною концентрацією "проскоку" можна знехтувати.

Робоча висота шару в гіперсорбційному апараті розраховується за формулою:

$$H_0 = \gamma h_0 \quad (5.24)$$

де γ – коефіцієнт, що характеризує відношення насипної густини з вібраційним ущільненим шаром до густини без ущільнення (в середньому $\gamma = 1,4$), h_0 – висота зони масопередачі нерухомого шару.

Приклади розв'язання типових задач

5.1. Визначити необхідну кількість активованого вугілля, висоту шару адсорбенту і діаметр адсорбера періодичної дії для поглинання парів бензолу із суміші з повітрям. Витрата

пароповітряної суміші 3450 м²/год. Початкова концентрація бензолу $\overline{C}_0 = 0,02$ кг/м³. Швидкість пароповітряної суміші 0,23 м/с, динамічна активність вугілля по бензолу 7% (мас.), залишкова активність після десорбції 0,8% (мас.), насипна густина вугілля 500 кг/м³. Тривалість процесу становить 1,45 год.

Розв'язок

Масу бензолу визначаємо за формулою:

$$m_6 = G_{\text{сум.}} \cdot C_0 \cdot \tau$$

$$m_6 = 3450 \cdot 0,02 \cdot 1,45 = 100,05 \text{ кг.}$$

Складаємо рівняння матеріального балансу:

$$G(Y_n - Y_k) = L(X_k - X_n)$$

$$G_{\text{сум.}}(0,02 - 0) = L(0,07 - 0,008)$$

$$0,02 G_{\text{сум.}} = 0,062 L$$

$$m_{\text{вуг}} = \frac{G_{\text{сум.}} \cdot 0,02 \cdot \tau}{0,062} = \frac{3450 \cdot 0,02 \cdot 1,45}{0,062} = \frac{100}{0,062} = 1\,612 \text{ кг.}$$

Діаметр адсорбера знаходимо за формулою:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}; \text{ де } S - \text{ площа адсорбера, що становить } S = \frac{G_{\text{сум.}}}{3600 \cdot w} = \frac{3\,450}{3\,600 \cdot 0,23} = 4,16 \text{ м}^2.$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 4,16}{3,14}} = \sqrt{5,3} = 2,3 \text{ м.}$$

Висоту шару адсорбенту розраховуємо за формулою:

$$H = \frac{V}{S}; \text{ де } V - \text{ об'єм адсорбенту, що становить } V = \frac{m}{\rho} = \frac{1\,612}{500} = 3,2 \text{ м}^3.$$

$$H = \frac{3,2}{4,16} = 0,76 \text{ м.}$$

5.2. Через адсорбер періодичної дії за один період проходить 2000 м³ пароповітряної суміші з концентрацією діетилового ефіру $\overline{C}_0 = 0,006$ кг/м³. Температура процесу 20 °С, тиск атмосферний, концентрація суміші після виходу з адсорбера $3 \cdot 10^{-5}$ кг/м³. В якості поглинача застосовують активоване вугілля марки АГ-5 з діаметром зерен 0,004 м і насипною густиною 500 кг/м³. Висота шару вугілля 0,7 м.

За ізотермою бензолу для 20 °С на тому ж вугіллі побудувати ізотерму адсорбції діетилового ефіру з повітря при 20 °С. Користуючись цією ізотермою визначити кількість активованого вугілля, необхідну на одне завантаження, діаметр адсорбера і тривалість поглинання до проскоку.

Розв'язок

Ординати і абсциси точок ізотерми діетилового ефіру розраховують за формулами (5.4.) і (5.6.):

$$a_2^* = a_1^* \cdot \frac{V_1}{V_2}; \quad \lg p_2 = \lg p_{s,2} - \beta \cdot \frac{T_1}{T_2} \cdot \lg \frac{p_{s,1}}{p_1},$$

де a_1^* і a_2^* – концентрації адсорбованих бензолу і ефіру, кг/кг; V_1 і V_2 – молярні об'єми бензолу і ефіру в рідкому стані, м³/кмоль; p_1 і p_2 – парціальний тиск пари бензолу і ефіру, мм рт. ст.; $p_{s,1}$ і $p_{s,2}$ – тиск насиченої пари бензолу і ефіру при 20 °С, мм рт. ст.; T_1 і T_2 – температура бензолу та ефіру під час адсорбції (у цьому випадку $T_1 = T_2 = 293$ К); β – коефіцієнт афінності.

Молярні об'єми бензолу і ефіру:

$$V_1 = \frac{M_1}{\rho_1} = \frac{78}{879} = 0,0887 \text{ м}^3/\text{кмоль};$$

$$V_2 = \frac{M_2}{\rho_2} = \frac{74}{714} = 0,1036 \text{ м}^3/\text{кмоль}.$$

Таблиця 5.4

Ізотерма бензолу		Ізотерма діетилового ефіру	
a_1^* , кг/кг	p_1 , мм рт. ст.	a_2^* , кг/кг	p_2 , мм рт. ст.
0,103	0,105	0,0837	0,202
0,122	0,223	0,0992	0,501
0,208	1	0,169	2,82
0,233	3	0,190	10,1
0,262	8	0,212	32,2
0,276	13	0,224	56,9
0,294	19	0,24	88,2
0,318	33	0,258	169,2
0,338	42	0,273	224,5
0,359	50	0,292	275,0

Коефіцієнт афінності:

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} = \frac{0,1036}{0,0887} = 1,17.$$

На ізотермі бензолу (рис. 5.1) вибираємо ряд точок.

$a_1^* = 0,262$ кг/кг, $p_1 = 8$ мм рт.ст. Розраховуємо координати відповідної точки на ізотермі діетилового ефіру:

$$a_1^* = \frac{0,262}{78} \text{ кмоль/кг};$$

$$a_2^* = a_1^* \cdot \frac{V_1}{V_2} = \frac{0,262}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1036} = 0,00287 \text{ кмоль/кг} = 0,00287 \cdot 74 \text{ кг/кг} = 0,212 \text{ кг/кг}.$$

$$\lg p_2 = \lg 442 - 1,17 \cdot \frac{293}{293} \cdot \lg \frac{75}{8} = 1,50822; \quad p_2 = 32,2 \text{ мм рт. ст.}$$

За цим методом розраховуємо ординати і абсциси для решти точок, і отримані дані зводимо в табл. 5.4. За знайденими точками будуюмо ізотерму діетилового ефіру для 20 °С (крива 2 на рис. 5.1).

Визначаємо за допомогою ізотерми статичну активність вугілля за діетиловим ефіром у разі концентрації пароповітряної суміші $\bar{C}_0 = 0,006 \text{ кг/м}^3$.

Заздалегідь необхідно розрахувати відповідний парціальний тиск за формулою (5.1)

$$p_0 = \frac{\bar{C}_0}{M_A} \cdot R \cdot T = 0,006 \cdot \frac{8310}{74} \cdot 293 \cdot \frac{760}{101330} = 1,4 \text{ мм рт. ст.}$$

За діаграмою абсцисі $p_0 = 1,4 \text{ мм рт. ст.}$ відповідає ордината $a_0^* = 0,172 \text{ кг/кг.}$

Кількість активного вугілля на одне завантаження становить:

$$G_1 = 2000 \cdot \frac{0,006}{0,172} = 69,77 \text{ кг} \approx 70 \text{ кг або } \frac{70}{500} = 0,14 \text{ м}^3.$$

Діаметр адсорбера розраховують з рівності:

$$\frac{\pi \cdot D_a^2}{4} \cdot H = 0,14 \text{ м}^3.$$

звідки

$$D_a = \sqrt{\frac{0,14 \cdot 4}{\pi \cdot H}} = \sqrt{\frac{0,14 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,7}} = 0,5 \text{ м.}$$

Оскільки на ізотермі точка, що відповідає початковій концентрації пароповітряної суміші $\bar{C}_0 = 0,006 \text{ кг/м}^3$, розташована в першій (прямолінійній) ділянці, то тривалість процесу розраховують за формулою (5.19):

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{a_0^* \cdot \rho_H}{\bar{C}_0} \cdot H} - b \cdot \sqrt{\frac{a_0^* \cdot \rho_H}{\bar{C}_0} \cdot \beta_y},$$

де $\omega = 13 \text{ м/хв}$ – швидкість газового потоку; $H = 0,7 \text{ м}$ – висота шару вугілля; b – функція, що визначається за табл. 5.3 (для $\bar{C} / \bar{C}_0 = 0,00003/0,006 = 0,005$ значення $b = 1,84$); β_y – коефіцієнт масовіддачі, який обчислюється за формулою (5.13), що приводиться до розрахункового вигляду

$$\beta_y = 1,6 \cdot \frac{D \cdot \omega^{0,54}}{\nu^{0,54} \cdot d_3^{1,46}}.$$

Знаходимо кінематичний коефіцієнт в'язкості повітря. Оскільки за рис. III $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$, то

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,2} = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Тоді

$$\nu^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2}.$$

Діаметр частинок вугілля $d_3 = 0,004 \text{ м}$. Отже,

$$d_3^{1,46} = 0,004^{1,46} = (0,40 \cdot 10^{-2})^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}.$$

Швидкість $\omega = 13 \text{ м/хв} = 13/60 \text{ м/с}$, тому:

$$\left(\frac{\omega}{60}\right)^{0,54} = \left(\frac{13}{60}\right)^{0,54} = 0,438.$$

Коефіцієнт дифузії при 0°C для системи діетиловий ефір – повітря (табл. 16)

$$D_0 = 0,028 \text{ м}^2/\text{год} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Для температури 20°C коефіцієнт дифузії обчислюється за формулою:

$$D = D_0 \cdot \frac{p_0}{p} \cdot \left(\frac{T}{T_0}\right)^{3/2} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{1}{1} \cdot \left(\frac{293}{273}\right)^{3/2} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \cdot 1,11 = 0,0864 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}.$$

Після підстановки одержуємо об'ємний коефіцієнт масовіддачі:

$$\beta_y = \frac{1,6 \cdot 0,0864 \cdot 10^{-4} \cdot 0,438}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 7,75 \text{ с}^{-1}.$$

Визначаємо тривалість процесу:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{11\,000}{13/60}} \cdot \sqrt{0,7} - 1,84 \cdot \sqrt{\frac{11\,000}{7,75}} = 188,1 - 69,4 = 118,7;$$

$$\tau = 118,7^2 = 14\,090 \text{ с} = 234,9 \text{ хв} = 3,90 \text{ год}.$$

Визначаємо кількість пароповітряної суміші, що проходить через адсорбер за цей час:

$$V = \frac{\pi \cdot D_a^2}{4} \cdot \omega \cdot \tau = \frac{3,14 \cdot 0,69^2}{4} \cdot 13 \cdot 234,9 = 1142 \text{ м}^3.$$

За умов прикладу, за один період через адсорбер повинно пройти $2\,000 \text{ м}^3$. Отже діаметр адсорбера необхідно збільшити:

$$D_a = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{\pi \cdot \omega \cdot \tau}} = \sqrt{\frac{2000 \cdot 4}{3,14 \cdot 13 \cdot 234,9}} = 0,83 \text{ м}.$$

Необхідно також збільшити кількість активного вугілля на одне завантаження:

$$\frac{\pi \cdot D_a^2}{4} \cdot H \cdot 500 = 0,785 \cdot 0,83^2 \cdot 500 \cdot 0,7 = 190 \text{ кг}.$$

5.3. Користуючись ізотермою адсорбції суміші парів етилового спирту і діетилового ефіру (рис. 5.1), визначити тривалість адсорбції цієї суміші шаром активованого вугілля висотою 1,0 м. Початкова концентрація суміші $\overline{C}_0 = 0,072 \text{ кг/м}^3$; середня концентрація на виході з адсорбера $0,0001 \text{ кг/м}^3$, швидкість парогазової суміші, віднесена до повного перерізу адсорбера, 12 м/хв ; діаметр частинок активованого вугілля $0,004 \text{ м}$; насипна густина 500 кг/м^3 ; температура адсорбції 20°C ; тиск атмосферний.

За ізотермою адсорбції (рис. 5.1) визначається a_0^* , що відповідає концентрації $\bar{C}_0 = 0,072 \text{ кг/м}^3$.

Молярна маса суміші $M_{\text{сум}} = 0,3 \cdot 46 + 0,7 \cdot 74 = 65,6 \text{ кг/кмоль}$.

Тиск, що відповідає \bar{C}_0 :

$$p_0 = \bar{C}_0 \cdot R \cdot T = 0,072 \cdot \frac{848}{65,6} \cdot 293 \cdot \frac{760}{10 \cdot 330} = 20 \text{ мм рт. ст.}$$

За ізотермою $a_0^* = 0,2 \text{ кг/кг} = 0,2 \cdot 500 = 100 \text{ кг/м}^3$. Ця точка розташована в третій ділянці ізотерми; тому тривалість поглинання визначається за формулою (5.21):

$$\tau = \frac{a_0^*}{\omega \cdot \bar{C}_0} \cdot \left[H - \frac{\omega}{\beta_y} \cdot \ln \left(\frac{\bar{C}_0}{\bar{C}} - 1 \right) \right].$$

Для розрахунку за цією формулою необхідно обчислити тільки коефіцієнт масовіддачі β_y для суміші.

Коефіцієнт дифузії ефіру в повітрі при 0°C :

$$D'_0 = 0,028 \text{ м}^2/\text{год} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Коефіцієнт дифузії етилового спирту в повітрі при 0°C :

$$D''_0 = 0,0367 \text{ м}^2/\text{год} = 0,1019 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Для розрахунку приймаємо менший коефіцієнт дифузії (для ефіру) і перераховуємо його на температуру 20°C :

$$D = D_0 \cdot \frac{p_0}{p} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,028 \cdot \frac{1}{1} \cdot \left(\frac{293}{273} \right)^{3/2} = 0,0312 \text{ м}^2/\text{год} = 0,0866 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Кінетичний коефіцієнт в'язкості розраховуємо за повітрям (див. попередній приклад): $\nu = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$

Розраховуємо значення $\nu^{0,54}$, $\omega^{0,54}$, $d^{1,46}$:

$$\nu^{0,54} = (0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} = 0,248 \cdot 10^{-2};$$

$$\left(\frac{\omega}{60} \right)^{0,54} = \left(\frac{12}{60} \right)^{0,54} = 0,42;$$

$$d^{1,46} = 0,004^{1,46} = 0,3154 \cdot 10^{-3}.$$

Після підстановки знайдених величин отримаємо коефіцієнт масовіддачі:

$$\beta_y = \frac{1,6 \cdot 0,0866 \cdot 10^{-4} \cdot 0,42}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,3154 \cdot 10^{-3}} = 7,4 \text{ с}^{-1}.$$

Тривалість поглинання становить:

$$\tau = \frac{100 \cdot 60}{12 \cdot 0,072} \cdot \left[1,0 - \frac{12}{60 \cdot 7,4} \cdot 2,3 \cdot \lg \left(\frac{0,072}{0,0001} - 1 \right) \right] = 5 \, 900 \text{ с} = 1 \text{ год } 38 \text{ хв.}$$

Задачі для самостійної роботи

5.4. Визначити кількість завантаженого активованого вугілля, діаметр адсорбера і тривалість періоду поглинання 100 кг парів октану із суміші з повітрям за таких даних: початкова концентрація парів октану $\overline{C}_0 = 0,012 \text{ кг/м}^3$, швидкість 20 м/хв., активність вугілля по октану 7 %, насипна густина вугілля 350 кг/м^3 , висота шару вугілля в адсорбері 0,8 м.

5.5. За ізотермою адсорбції бензолу при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ побудувати ізотерму адсорбції парів етилового спирту при $25 \text{ }^\circ\text{C}$.

5.6. По ізотермі адсорбції бензолу при $20 \text{ }^\circ\text{C}$ побудувати ізотерму адсорбції парів ацетону при $30 \text{ }^\circ\text{C}$.

5.7. Користуючись ізотермою адсорбції парів бензолу, визначити тривалість адсорбції його шаром активованого вугілля висотою 0,6 м. Початкова концентрація суміші $0,055 \text{ кг/м}^3$; середня концентрація на виході з адсорбера $0,0001 \text{ кг/м}^3$, швидкість парогазової суміші 15 м/хв.; діаметр частинок активованого вугілля 0,004 м; насипна густина 450 кг/м^3 ; температура адсорбції $20 \text{ }^\circ\text{C}$; тиск атмосферний.

5.8. Через адсорбер періодичної дії за один період проходить 1500 м^3 пароповітряної суміші з концентрацією аміаку $0,02 \text{ кг/м}^3$. Температура процесу $25 \text{ }^\circ\text{C}$, тиск атмосферний, швидкість потоку пароповітряної суміші 10 м/хв, концентрація суміші після виходу з адсорбера $0,0001 \text{ кг/м}^3$. В якості поглинача застосовують активоване вугілля з діаметром зерен 0,005 м і насипною густиною 350 кг/м^3 . Висота шару вугілля 1,1 м. Визначити діаметр адсорбера і тривалість поглинання до проскоку.

5.9. Через адсорбер періодичної дії за один період проходить 750 м^3 пароповітряної суміші з концентрацією діетилового ефіру $0,08 \text{ кг/м}^3$. Температура процесу $20 \text{ }^\circ\text{C}$, тиск атмосферний, концентрація суміші після виходу з адсорбера $0,0003 \text{ кг/м}^3$. В якості поглинача застосовують активоване вугілля з насипною густиною 400 кг/м^3 . Користуючись ізотермою визначити кількість активованого вугілля, необхідну на одне завантаження.

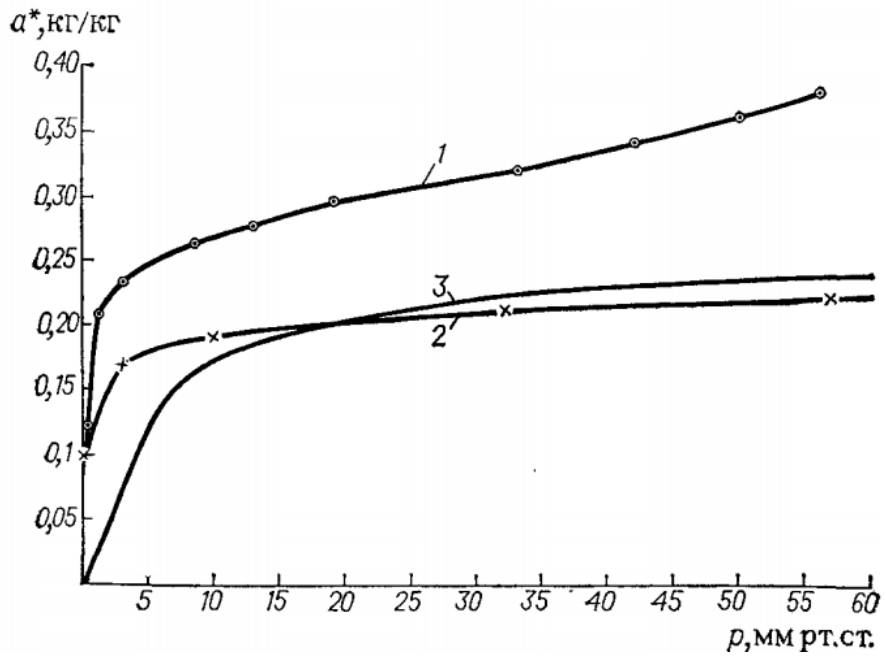


Рис. 5.1. Ізотерми адсорбції при 20 °С: 1 – бензол; 2 – діетиловий ефір; 3 – етиловий спирт (30 %) + діетиловий ефір (70 %)

ВІДПОВІДІ

Розділ 1. Основи прикладної гідравліки

- 1.9. $0,615 \text{ кг/м}^3$
- 1.10. $4,43 \text{ кг/м}^3$
- 1.11. $0,995 \cdot 10^5 \text{ Па}$
- 1.12. $2,52 \text{ м}$
- 1.13. а) $1,8 \text{ м}$; б) $1,1 \text{ м}$
- 1.14. а) 3220 Па ; б) 3470 Па
- 1.16. $w_{\text{вх}} = 13,1 \text{ м/с}$; $w_{\text{вих}} = 10,1 \text{ м/с}$
- 1.17. а) $0,57 \text{ кг/с}$; б) $0,18 \text{ м}^3/\text{с}$; в) $0,44 \text{ м}^3/\text{с}$
- 1.18. $0,72 \text{ м/с}$
- 1.20. Перехідний режим
- 1.21. а) перехідний режим; б) ламінарний режим
- 1.22. $0,056 \text{ м/с}$
- 1.23. $98 \text{ мм вод.ст. (961 Па)}$
- 1.24. $1,15 \cdot 10^4 \text{ Па (}\epsilon = 0,2 \text{ мм)}$
- 1.25. $56,5 \text{ м}^3/\text{год}$
- 1.26. 50 мм
- 1.27. 821 Па
- 1.28. $520 \text{ Па (}\epsilon = 0,8 \text{ мм)}$
- 1.29. Для толуолу $15,6 \text{ Па}$; для води 513 Па
- 1.31. $20,5 \text{ м}^3/\text{год} = 0,0057 \text{ м}^3/\text{с}$
- 1.32. $w = 1,7 \text{ м/с}$; $\lambda = 0,0255$
- 1.33. $4,79 \cdot 10^{-2} \text{ кг/с}$; режим ламінарний

Розділ 2. Розділення неоднорідних систем

- 2.9. $0,271 \text{ м/с}$
- 2.10. $d_{\text{вугілля}} = 2,82 \text{ мм}$; $d_{\text{сланцю}} = 1,81 \text{ мм}$
- 2.11. а) $0,08 \text{ м/с}$; б) $0,11 \text{ м/с}$
- 2.12. а) $w = 7,65 \cdot 10^{-5} \text{ м/с}$; б) при 15°C $w = 7,86 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$; при 500°C $w = 3,93 \cdot 10^{-3} \text{ м/с}$
- 2.13. $0,93 \text{ мм}$
- 2.14. 226 мм
- 2.15. $42,4 \text{ мкм}$
- 2.16. $11,4 \text{ мкм}$
- 2.17. $77,5 \text{ м}^2$

Розділ 3. Теплопередача

- 3.4. $1,75 \text{ кДж}$
- 3.5. 136 кДж/год
- 3.6. Збільшиться на 23%
- 3.7. 217°C
- 3.8. $63,8 \text{ Вт/м}^2$
- 3.9. $t_2 = 79,4^\circ\text{C}$; $t_3 \approx 79,4^\circ\text{C}$; $t_4 = 22,4^\circ\text{C}$
- 3.10. а) від $52,55$ до $50,28 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$; б) від 1960 до $730 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)}$
- 3.11. Прямотечія $36,7^\circ\text{C}$; протитечія $50,5^\circ\text{C}$
- 3.12. $38,4^\circ\text{C}$

Розділ 4. Масопередача. Абсорбція

- 4.4. $\rho_{\text{сум}} = 1050 \text{ кг/м}^3$; $\bar{X} = 1,333 \text{ кг нітробензолу/кг бензолу}$; $C_x = 4,86 \text{ кг нітробензолу/м}^3 \text{ суміші}$
- 4.5. 1143 кг/м^3

- 4.6. $1,59 \text{ кг спирту/кг повітря}; \rho_{\text{сум}} = 1,08 \text{ кг/м}^3$
- 4.7. $0,634 \text{ кг/м}^3 \text{ водню}; 11,59 \text{ кг/м}^3 \text{ метану}; 4,74 \text{ кг/м}^3 \text{ етилену}$
- 4.8. $p = 705 \text{ мм рт.ст.}; y = 0,0535; \bar{y} = 0,0339; \bar{Y} = 0,0351 \text{ кг пари/кг повітря}$
- 4.9. $\Delta x = 0,08 \text{ кмоль хлороформу/кмоль суміші}; \Delta y = 0,10 \text{ кмоль хлороформу/кмоль суміші}$
- 4.10. а) $K_y = 0,396 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{год} (\Delta y = 1)); K_x = 13,9 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{год} (\Delta x = 1));$ б) у 1,71 разів більше
- 4.11. 1) $0,433 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{год} (\Delta y = 1));$ 2) $5,69 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.);}$ 3) $12,1 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{кг/кг інертного газу)}$
- 4.12. $d = 0,675 \text{ м}; h = 16,8 \text{ м}$
- 4.13. $0,0088 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{кПа)} = 0,0012 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{мм рт.ст.)}$
- 4.14. $0,00122 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{кПа)}$
- 4.15. $36,1 \text{ кмоль/год}$

ДОДАТКИ

Таблиці

Таблиця 1

Густина твердих матеріалів

Матеріал	Густина, кг/м ³	Насипна густина, кг/м ³	Матеріал	Густина, кг/м ³	Насипна густина, кг/м ³
Алебастр	2500	-	Парафін	900	-
Антрацит	1600	-	Пісок сухий	1500	1200
Апатит	3190	1850	Поташ	2260	-
Азбест	2600	-	Пробка	240	-
Бетон	2300	-	Селітра натрієва	2260	1200
Вапняк	2650	1800	Скло	2500	-
Вініпласт	1380	-	Сода кристалічна	1450	800
Вугілля деревне	1450	200	Сіль кам'яна	2350	1020
Вугілля кам'яне	1350	800	Сосна	500	-
Гіпс кристалічний	2240	1300	Текстоліт	1380	-
Глина суха	-	1380	Фосфорит	-	1600
Граніт	2700	-	Цегла звичайна	1500	-
Гума	1500	-	Цемент	2900	-
Емаль	2350	-	<i>Метали</i>		
Зола	2200	680	Сталь	7850	-
Земля суха	1800	1300	Чавун сірий	7250	-
Каолін	2200	-	Мідь	8800	-
Каучук	930	-	Латунь	8500	-
Кварц	2650	1500	Алюміній	2700	-
Кераміка кислотостійка	2600	-	Свинець	11400	-
Кокс	1300	500	<i>Вогнетриви</i>		
Колчедан сірий	5000	3300	Магnezит	2900	-
Крейда кускова	2200	1300	Шамот	1900	-
Мармур	2600	-			

Таблиця 2

Густина деяких рідин при 0 – 20 °С

Рідина	Густина, кг/м ³	Рідина	Густина, кг/м ³
Азотна кислота, 92%	1500	Ксилол	880
Аміак, 26%	910	Мазут	890-950
Бензин	760	Метиловий спирт, 90 % 30%	820
Гас	850		950
Гліцерин, 100% 80%	1270	Нафталін (розплав.)	1100
	1130	Нафта	790-950
Діетиловий ефір	710	Оцтова кислота, 70 % 30 %	1070
Етилацетат	900		1040
Етиленхлорид	1280	Ртуть	13600
Етиловий спирт, 100 % 70 % 40 % 10 %	790	Сірчана кислота, 30%	1220
	850	Соляна кислота, димляча	1210
	920	Хлороформ	1530
	980	Чотирихлористий вуглець	1630

Таблиця 3

Густина рідин та водних розчинів в залежності від температури

Речовина	Густина, кг/м ³							
	-20°C	0°C	20°C	40°C	60°C	80°C	100°C	120°C
Азотна кислота, 100 %	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
50 %	-	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аміак рідкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аміачна вода, 25%	-	918	907	897	887	876	866	856
Анілін	-	1039	1022	1004	987	969	952	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	-	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловий спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	-	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Гліцерин, 50 %	-	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Діоксид сірки (рідкий)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлоретан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Діетиловий ефір	758	736	714	689	666	640	611	576
Етилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Етиловий спирт, 100 %	823	806	789	772	754	735	716	693
80 %	-	857	843	828	813	797	783	768
60 %	-	904	891	878	864	849	835	820
40 %	-	947	935	923	910	897	885	872
20 %	-	977	969	957	946	934	922	910
Ізопропіловий спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Кальцій хлористий (розчин), 25 %	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
м-Ксилол	-	882	865	847	831	796	796	77
Метиловий спирт, 100 %	828	810	792	774	756	736	714	-
40 %	-	946	935	924	913	902	891	880
Мурашина кислота	-	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Натр їдкий, 50 %	-	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
40 %	-	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
30 %	-	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
20 %	-	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
10 %	-	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Натрій хлористий, 20 %	-	1157	1148	1189	1130	1120	1110	1100
Нітробензол	-	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум, 20 %	-	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Оцтова кислота, 100 %	-	1072	1048	1027	1004	981	958	922
50 %	-	1074	1058	1042	1026	1010	994	978
Пропіловий спирт	-	819	804	788	770	752	733	711
Сірчана кислота, 98 %	-	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
92 %	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723
75 %	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
60 %	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сірковуглець	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляна кислота, 30 %	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	788	766
Фенол (розплавлений)	-	-	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	1489	1450	1411	1380	1326	1280
Чотирихлористий вуглець	1670	1633	1594	1556	1517	1471	1434	1390

Динамічні коефіцієнти в'язкості води

Температура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с	Температура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с	Температура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,8737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

Таблиця 5

Динамічні коефіцієнти в'язкості рідких речовин і водних розчинів в залежності від температури

Речовина	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с													
	-20 °С	-10 °С	0 °С	10 °С	20 °С	30 °С	40 °С	50 °С	60 °С	80 °С	100 °С	120 °С		
Азотна кислота, 100 %	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31		
50 %	-	4	3,05	2,4	1,88	1,55	1,28	1,07	0,9	0,68	0,53	0,44		
Аміак рідкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	-	-	-		
Аміачна вода, 25 %	-	-	-	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23		
Анлін	-	-	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59		
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15		
Бензол	-	-	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,219		
Бутиловий спирт	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38		
Вода	-	-	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232		
Гексан	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132		
Гліцерин, 50 %	-	-	12	8,5	6,05	4,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45		
Двоокис сірки (рід.)	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	-	-	-	-	-	-		
Дихлоретан	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31		
Діетиловий ефір	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1		
Етилацетат	0,79	0,67	0,578	0,507	0,449	0,4	0,36	0,326	0,297	0,248	0,21	0,178		
Етиловий спирт, 100 %	2,38	2,23	1,78	1,46	1,19	1,0	0,825	0,701	0,591	0,435	0,326	0,248		
80 %	-	-	3,69	2,71	2,01	1,53	1,2	0,97	0,79	0,57	0,52	0,43		
60 %	-	-	5,75	3,77	2,67	1,93	1,45	1,13	0,9	0,6	0,45	0,34		
40 %	-	-	7,14	4,39	2,91	2,02	1,48	1,13	0,89	0,6	0,44	0,34		
20 %	-	-	5,32	3,17	2,18	1,55	1,16	0,91	0,74	0,51	0,38	0,3		
Ізопропіловий спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29		
Кальцій хлористий, 25 % розчин	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	-	-	-	-		
Метиловий спирт, 100 %	1,16	0,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21		
40 %	-	-	3,65	2,54	1,84	1,37	-	-	-	-	-	-		
Мурашина кислота	-	-	-	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4		

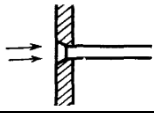
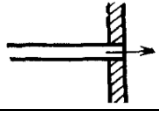
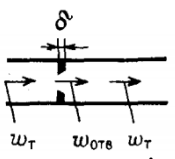
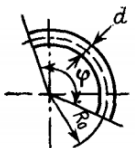
Продовження табл.5

Нагр ідкий, 50 % розчин	-	-	-	-	-	-	-	-	-	46	25	16	8,03	5,54	3,97	3,42
40 %	-	-	-	-	-	-	-	-	40	23	14	9,2	5,44	3,62	2,72	2,37
30 %	-	-	-	-	-	-	-	-	13	9	6,3	4,6	3,4	2,16	1,82	1,71
20 %	-	-	-	-	-	-	-	-	4,48	3,3	2,48	2	1,63	1,27	1,15	1,08
10 %	-	-	-	-	-	-	-	-	1,86	1,45	1,16	0,98	0,91	0,7	0,65	0,6
Натрій хлористий, 20 % розчин	-	4,08	2,67	1,99	1,56	1,24	1,03	0,87	0,74	0,57	0,46	0,38				
Нігробензол	-	-	3,09	2,46	2,01	1,69	1,44	1,24	1,09	0,87	0,7	0,58				
Октан	0,968	0,829	0,703	0,61	0,54	0,479	0,428	0,386	0,35	0,291	0,245	0,208				
Олеум, 20 %	-	-	95	60	36,6	28,8	20,8	12,8	9	5,3	-	-				
Оцтова кислота, 100 %	-	-	-	-	1,22	1,04	0,9	0,79	0,7	0,56	0,46	0,37				
50 %	-	-	4,35	3,03	2,21	1,7	1,35	1,11	0,92	0,65	0,5	0,4				
Сірчана кислота, 98 %	-	-	55	37	25,8	17,1	12,9	9,46	7,5	4,1	2,7	2				
92 %	130	90	48	32	23,1	15,6	11,8	8,4	6,7	3,8	2,5	1,95				
75 %	95	50	30	20	13,9	10,6	8,1	5,9	4,6	2,8	1,9	1,45				
60 %	20	15	10,5	7,7	5,52	4,08	3,42	2,8	2,4	1,5	1,07	0,9				
Сірковуглець	0,556	0,488	0,433	0,396	0,366	0,319	0,29	0,27	0,25	0,21	0,19	0,17				
Соляна кислота, 30 %	-	-	-	2,1	1,7	1,48	1,3	-	-	-	-	-				
Толуол	1,06	0,9	0,768	0,667	0,586	0,522	0,466	0,42	0,381	0,319	0,271	0,231				
Фенол	-	-	-	-	11,6	7	4,77	3,43	2,56	1,59	1,05	0,78				
Хлорбензол	1,48	1,24	1,06	0,91	0,8	0,71	0,64	0,57	0,52	0,435	0,37	0,32				
Хлороформ	0,9	0,79	0,7	0,63	0,57	0,51	0,466	0,426	0,39	0,33	0,29	0,26				
Чотирихлористий вуглець	1,9	1,68	1,35	1,13	0,97	0,84	0,74	0,65	0,59	0,472	0,387	0,323				

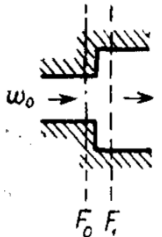
Середні значення шорсткості стінок труб

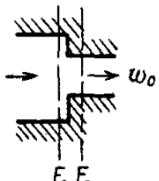
Трубопроводи	е, мм
Труби сталеві із незначною корозією	0,2
Старі іржаві сталеві труби	0,67 і вище
Труби з дахової сталі оброблені оліфою	0,125
Чавунні труби водопровідні, що були в експлуатації	1,4
Алюмінієві технічні гладкі труби	0,015-0,06
Чисті труби з латуні, міді та свинцю; скляні труби	0,0015-0,01
Бетонні труби; добре затерта поверхня	0,3-0,8
Бетонні труби; груба (шорстка) поверхня	3-9
Нафтопроводи за середніх умов експлуатації і паропроводи насиченої пари	0,2
Паропроводи, що працюють періодично	0,5
Повітропроводи стисненого повітря від компресора	0,8
Конденсатопроводи, що працюють періодично	1,0

Коефіцієнти місцевих опорів

Вид опору	Значення коефіцієнта місцевого опору ζ																																																						
Вхід у трубу 	З гострими краями: $\zeta = 0,5$ Із заокругленими краями $\zeta = 0,2$																																																						
Вихід з труби 	$\zeta = 1$																																																						
Діафрагма (отвір) з гострими краями у прямій трубі  d_0 – діаметр отвору діафрагми, м; δ – товщина діафрагми, м; w_0 – середня швидкість потоку в отворі, м/с; w_T – середня швидкість потоку в трубі, м/с; $m = \left(\frac{d_0}{D}\right)^2$; D – діаметр труби, м	При $\frac{\delta}{d_0} = 0 - 0,015$ втрата тиску $\Delta p = \zeta \frac{\rho w_T^2}{2}$ Значення ζ визначається з таблиці: <table border="1" data-bbox="598 694 1356 929"> <tbody> <tr> <td>m</td> <td>0,02</td> <td>0,04</td> <td>0,06</td> <td>0,08</td> <td>0,1</td> <td>0,12</td> <td>0,14</td> <td>0,16</td> </tr> <tr> <td>ζ</td> <td>7000</td> <td>1670</td> <td>730</td> <td>400</td> <td>245</td> <td>165</td> <td>117</td> <td>86,0</td> </tr> <tr> <td>m</td> <td>0,18</td> <td>0,20</td> <td>0,22</td> <td>0,24</td> <td>0,26</td> <td>0,28</td> <td>0,30</td> <td>0,34</td> </tr> <tr> <td>ζ</td> <td>65,5</td> <td>51,5</td> <td>40,0</td> <td>32,0</td> <td>26,8</td> <td>22,3</td> <td>18,2</td> <td>13,1</td> </tr> <tr> <td>m</td> <td>0,4</td> <td>0,5</td> <td>0,6</td> <td>0,7</td> <td>0,8</td> <td>0,9</td> <td></td> <td></td> </tr> <tr> <td>ζ</td> <td>8,25</td> <td>4,00</td> <td>2,00</td> <td>0,97</td> <td>0,42</td> <td>0,13</td> <td></td> <td></td> </tr> </tbody> </table>	m	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16	ζ	7000	1670	730	400	245	165	117	86,0	m	0,18	0,20	0,22	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34	ζ	65,5	51,5	40,0	32,0	26,8	22,3	18,2	13,1	m	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9			ζ	8,25	4,00	2,00	0,97	0,42	0,13		
m	0,02	0,04	0,06	0,08	0,1	0,12	0,14	0,16																																															
ζ	7000	1670	730	400	245	165	117	86,0																																															
m	0,18	0,20	0,22	0,24	0,26	0,28	0,30	0,34																																															
ζ	65,5	51,5	40,0	32,0	26,8	22,3	18,2	13,1																																															
m	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9																																																	
ζ	8,25	4,00	2,00	0,97	0,42	0,13																																																	
Відвід круглого або квадратного перетину  d – внутрішній діаметр трубопроводу, м; R_0 – радіус згину труби, м	Коефіцієнт опору $\zeta = AB$ визначається з таблиць: <table border="1" data-bbox="598 1388 1476 1512"> <thead> <tr> <th>Кут φ, градуси</th> <th>20</th> <th>30</th> <th>45</th> <th>60</th> <th>90</th> <th>110</th> <th>130</th> <th>150</th> <th>180</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>A</td> <td>0,31</td> <td>0,45</td> <td>0,6</td> <td>0,78</td> <td>1,0</td> <td>1,13</td> <td>1,20</td> <td>1,28</td> <td>1,40</td> </tr> </tbody> </table> <table border="1" data-bbox="598 1545 1292 1624"> <tbody> <tr> <td>R_0/d</td> <td>1,0</td> <td>2,0</td> <td>4,0</td> <td>6,0</td> <td>15</td> <td>30</td> <td>50</td> </tr> <tr> <td>B</td> <td>0,21</td> <td>0,15</td> <td>0,11</td> <td>0,09</td> <td>0,06</td> <td>0,04</td> <td>0,03</td> </tr> </tbody> </table>	Кут φ , градуси	20	30	45	60	90	110	130	150	180	A	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40	R_0/d	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50	B	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03																		
Кут φ , градуси	20	30	45	60	90	110	130	150	180																																														
A	0,31	0,45	0,6	0,78	1,0	1,13	1,20	1,28	1,40																																														
R_0/d	1,0	2,0	4,0	6,0	15	30	50																																																
B	0,21	0,15	0,11	0,09	0,06	0,04	0,03																																																

Продовження табл.7

Вид опору	Значення коефіцієнта місцевого опору ζ										
Коліно (кутник) 90° стандартний чавунний	Умовний прохід, мм		12,5	25	37	50					
	ζ		2,2	2	1,6	1,1					
Вентиль нормальний	Значення ζ при повному відкритті вентиля:										
	D, мм	13	20	40	80	100	150	200	250	350	
ζ		10,8	8,0	4,9	4,0	4,1	4,4	4,7	5,1	5,5	
Вентиль проточний	При $Re \geq 3 \cdot 10^5$ значення ζ визначається за таблицею:										
	D, мм	25	38	50	65	76	100	150	200	250	
	ζ		1,04	0,85	0,79	0,65	0,6	0,5	0,42	0,36	0,32
	При $Re < 3 \cdot 10^5$ коефіцієнт опору $\zeta = \zeta_1 K$. Значення ζ_1 визначається так само, як і при $Re \geq 3 \cdot 10^5$, а значення K наведено у таблиці:										
	Re	5 000	10000	20000	50000	100000	200000	300000			
K	1,40	1,07	0,94	0,88	0,91	0,93	1				
Кран корковий	Умовний прохід, мм		13	19	25 і вище						
	ζ		4	2	2						
Засувка	Умовний прохід, мм		15- 100	175- 200	300 і вище						
	ζ		0,5	0,25	0,15						
Раптове розширення 	Re							F_0 / F_1			
			0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6			
10		3,1	3,1	3,1	3,1	3,1	3,1				
100		1,70	1,40	1,20	1,10	0,90	0,80				
1000		2,0	1,60	1,30	1,05	0,90	0,60				
3000		1,00	0,70	0,60	0,40	0,30	0,20				
3500 і більше		0,81	0,64	0,50	0,36	0,25	0,16				
<p>F_0 – площа меншого поперечного перетину, m^2; w_0 – швидкість потоку у меншому перетині, m/c; F_1 – площа більшого поперечного перетину, m^2</p>											

Вид опору	Значення коефіцієнта місцевого опору ζ						
<p>Раптове розширення</p>  <p>F_0 — площа меншого поперечного перетину, m^2; w_0 — швидкість потоку у меншому перетині, m/s; F_1 — площа більшого поперечного перетину, m^2</p>	Re	F_0 / F_1					
		0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
	10	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0	5,0
	100	1,30	1,20	1,10	1,00	0,90	0,80
	1000	0,64	0,50	0,44	0,35	0,30	0,24
	10 000	0,5	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20
	> 10 000	0,45	0,40	0,35	0,30	0,25	0,20

Характеристика скрубєрних насадок з кільць і кускового матеріалу

Вид насадки	Розміри елемента насадки, мм	Кількість елементів в 1 м ³ об'єму, заповненого насадкою	Вільний об'єм, м ³ /м ³	Питома поверхня, м ² /м ³	Маса 1 м ³ насадки, кг
Кільця фарфорові	8x8x1,5	1 465 000	0,64	570	600
- // - керамічні	15x15x2	250 000	0,70	330	690
	25x25x3	53 200	0,74	204	532
	35x35x4	20 200	0,78	140	505
	50x50x5	6 000	0,785	87,5	530
- // - сталеві	35x35x2,5	19 000	0,83	147	-
	50x50x1	6 000	0,95	110	430
Гравій кругий	42	14 400	0,388	80,5	-
Андезит кусковий	43,2	12 600	0,565	68	1200
Кокс кусковий	42,6	14 000	0,56	77	455
	40,8	15 250	0,545	86	585
	28,6	27 700	0,535	110	660
	24,4	64 800	0,532	120	600

Таблиця 9

Коефіцієнти теплопровідності деяких матеріалів при 0-100 °С

Матеріал	Густина (для сипучих матеріалів насипна густина), кг/м ³	Коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К)
Азбест	600	0,151
Бетон	2 300	1,28
Вініпласт	1 380	0,163
Войлок шерстяний	300	0,047
Дерево (сосна) поперек волокон	600	0,140-0,174
вздовж волокон	600	0,384
Емаль	2 350	0,872-1,163
Іржа	-	1,16
Кладка зі звичайної цегли	1700	0,698-0,814
вогнетривкої цегли	1 840	1,05
ізоляційної цегли	600	0,116-0,209
Лід	920	2,33
Лиття кам'яне	3 000	0,698
Магnezія 85% в порошокy	216	0,070
Накип, водяне каміння	-	1,163-3,49
Ошурки деревні	230	0,070-0,093
Пінопласт	30	0,047
Пісок сухий	1 500	0,349-0,814
Пробкова крихта	160	0,047
Совеліт	450	0,098
Скло	2 500	0,698-0,814
Скляна вата	200	0,035-0,070
Текстоліт	1 380	0,244
Торфоплити	220	0,064
Фаоліт	1 730	0,419
Фарба масляна	-	0,233
Шлакова вата	250	0,076
<i>Метали</i>		
Алюміній	2 700	203,5
Бронза	8 000	64,0
Латунь	8 500	93,0
Мідь	8 800	384
Свинець	11 400	34,9
Сталь	7 850	46,5
Сталь неіржавіюча	7 900	17,5
Чавун	7 500	46,5-93,0

**Коефіцієнти теплопровідності рідин і водних розчинів
(не наведені на рис.V і VI)**

Речовина	Концентрація, % (мас.)	Температура, °C	Коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К)
BaCl ₂	21	32	0,58
KBr	40	32	0,50
KOH	21	32	0,58
	42	32	0,55
K ₂ SO ₄	10	32	0,60
KCl	15	32	0,58
	30	32	0,56
MgSO ₄	22	32	0,59
MgCl ₂	11	32	0,58
	29	32	0,52
CuSO ₄	18	32	0,58
NaBr	20	32	0,57
	40	32	0,54
Na ₂ CO ₃	10	32	0,58
NaCl	12,5	32	0,58
H ₂ SO ₄	30	32	0,52
	60	32	0,44
	90	32	0,35
HCl	12,5	32	0,52
	25	32	0,48
	38	32	0,44
Аміак рідкий	100	0	0,541
	100	100	0,314
Дихлоретан	100	0	0,1396
Оцтова кислота	50	0	0,314
	50	100	0,477
Хлорбензол	100	0	0,132
	100	100	0,1128
Хлороформ	100	0	0,142
	100	100	0,0919

Таблиця 11

Коефіцієнти теплопровідності газів при $p_{абс} = 1 \text{ атм}$ (Вт/(м·К))

Газ	Температура, °С			
	0	50	100	200
Азот	0,0233	0,0267	0,0314	0,0384
Аміак	0,0209	0,0256	0,0314	-
Водень	0,1628	0,1861	0,2210	0,2559
Водяна пара	0,0163	0,0198	0,0244	0,0326
Етан	0,0174	0,0233	0,0314	-
Етилен	0,0163	0,0209	0,0267	-
Кисень	0,0244	0,0291	0,0326	0,0407
Метан	0,0302	0,0361	0,0465	-
Оксид вуглецю (II)	0,0221	0,0244	-	-
Оксид вуглецю (IV)	0,0140	0,0186	0,0233	0,0314
Повітря	0,0244	0,0279	0,0326	0,0395

Таблиця 12

Тиск насиченої водяної пари при температурах від -20 до 100 °С

Перерахунок в СІ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па

t, °С	p, мм рт. ст.	t, °С	p, мм рт. ст.	t, °С	p, мм рт. ст.	t, °С	p, мм рт. ст.	t, °С	p, мм рт. ст.
-20	0,772	5	6,54	30	31,82	55	118,0	80	355,1
-19	0,850	6	7,01	31	33,70	56	123,8	81	369,7
-18	0,935	7	7,51	32	35,66	57	129,8	82	384,9
-17	1,027	8	8,05	33	37,73	58	136,1	83	400,6
-16	1,128	9	8,61	34	39,90	59	142,6	84	416,8
-15	1,238	10	9,21	35	42,18	60	149,4	85	433,6
-14	1,357	11	9,84	36	44,56	61	156,4	86	450,9
-13	1,486	12	10,52	37	47,07	62	163,8	87	468,7
-12	1,627	13	11,23	38	49,65	63	171,4	88	487,1
-11	1,780	14	11,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1
-10	1,946	15	12,79	40	55,32	65	187,5	90	525,8
-9	2,125	16	13,63	41	58,34	66	196,1	91	546,1
-8	2,321	17	14,53	42	61,50	67	205,0	92	567,0
-7	2,532	18	15,48	43	64,80	68	214,2	93	588,6
-6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	223,7	94	610,9
-5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	233,7	95	633,9
-4	3,276	21	18,65	46	75,65	71	243,9	96	657,6
-3	3,566	22	19,83	47	79,60	72	254,6	97	682,1
-2	3,879	23	21,07	48	83,71	73	265,7	98	707,3
-1	4,216	24	22,38	49	88,02	74	277,2	99	733,2
0	4,579	25	23,76	50	92,51	75	289,1	100	760,0
+1	4,93	26	25,21	51	97,20	76	301,4		
2	5,29	27	26,74	52	102,1	77	314,1		
3	5,69	28	28,35	53	107,2	78	327,3		
4	6,10	29	30,04	54	112,5	79	341,0		

Способи вираження складу фаз двохкомпонентних систем рідина – газ (пара)

Концентрація	Позначення концентрації компонента А	
	в рідкій фазі	в газовій фазі
Мольна частка, $\frac{\text{кмоль}A}{\text{кмоль}(A+B)}$	x	y
Масова частка, $\frac{\text{кг}A}{\text{кг}(A+B)}$	\bar{x}	\bar{y}
Відносна мольна концентрація (частка), $\frac{\text{кмоль}A}{\text{кмоль}B}$	X	Y
Відносна масова концентрація (частка), $\frac{\text{кг}A}{\text{кг}B}$	\bar{X}	\bar{Y}
Об'ємна мольна концентрація, $\frac{\text{кмоль}A}{\text{м}^3(A+B)}$	C_x	C_y
Об'ємна масова концентрація, $\frac{\text{кг}A}{\text{м}^3(A+B)}$	\bar{C}_x	\bar{C}_y

Таблиця 14

Формули для перерахунку концентрацій (в рідкій фазі)

Концентрація компонента А	x	\bar{x}	X	\bar{X}	C_x	\bar{C}_x
x	—	$\frac{xM_{\text{сум}}}{M_A}$ або $\frac{\bar{x}/M_A}{\frac{x}{M_A} + \frac{1-x}{M_B}}$	$\frac{x}{1+x}$	$\frac{M_B \bar{X}}{M_B \bar{X} + M_A}$	$\frac{C_x M_{\text{сум}}}{\rho}$ або $\frac{C_x M_B}{\rho + C_x (M_B - M_A)}$	$\frac{\bar{C}_x M_{\text{сум}}}{\rho M_A}$ або $\frac{\bar{C}_x M_B}{\rho M_A + C_x (M_B - M_A)}$
\bar{x}	$\frac{M_A x}{M_{\text{сум}}}$	—	$\frac{M_A X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$\frac{C_x M_A}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho}$
X	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{xM_B}{M_A(1-x)}$	—	$\frac{M_B X}{M_A}$	$\frac{C_x M_B}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{C_x M_B}{M_A(\rho - C_x)}$
\bar{X}	$\frac{M_A x}{M_B(1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-x}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	—	$\frac{C_x M_A}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho - C_x}$
C_x	$\frac{\rho x}{M_{\text{сум}}}$	$\frac{\bar{\rho} x}{M_A}$	$\frac{\rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{\rho} \bar{X}}{M_A(1 + \bar{X})}$	—	$\frac{\bar{C}_x}{M_A}$
\bar{C}_x	$\frac{\rho M_A x}{M_{\text{сум}}}$	$\bar{\rho} x$	$\frac{M_A \rho X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{\rho} \bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$M_A C_x$	—

$M_A, M_B, M_{\text{сум}}$ - мольні маси компонентів суміші, кг/кмоль; $M_{\text{сум}} = M_A x + M_B (1-x)$; ρ - густина суміші, кг/м³.

Для суміші ідеальних газів $\frac{\rho}{M_{\text{сум}}} = \frac{P}{RT} = \frac{P \Pi_0}{22,4 P_0 T}$.

Таблиця 15

Значення коефіцієнту Генрі Е для водних розчинів деяких газів (в таблиці наведені значення $E \cdot 10^{-6}$ в мм рт. ст.)

Газ	Температура, °С										
	0	5	10	15	20	25	30	40	60	80	100
Азот	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	79,2	90,9	95,9	100
Ацетилен	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,01	1,11	-	-	-	-
Бром	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,101	0,191	0,307	-
Водень	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	57,1	58,1	57,4	56,6
Етан	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	32,2	42,9	50,2	52,6
Етилен	4,19	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	-	-	-	-
Кисень	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,3	36,1	40,7	47,8	52,2	53,3
Метан	17	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,1	39,5	47,6	51,8	53,3
Оксид вуглецю (II)	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	47,1	52,9	62,5	64,3	64,3
Оксид вуглецю (IV)	0,533	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,77	2,59	-	-
Повітря	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	66,1	76,5	81,7	81,6
Сірководень	0,203	0,239	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,566	0,782	1,03	1,12
Хлор	0,204	0,25	0,297	0,346	0,402	0,454	0,502	0,6	0,731	0,73	-

Таблиця 16

Коефіцієнти дифузії газів та парів у повітрі (за нормальних умов)*

Газ	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{с}$	$D_0, \text{ м}^2/\text{год}$
Азот	13,2	0,0475
Аміак	17,0	0,0612
Бензол	7,7	0,0277
Водень	61,1	0,22
Водяна пара	21,9	0,079
Діетиловий ефір	7,8	0,028
Етиловий спирт	10,2	0,0367
Кисень	17,8	0,064
Метиловий спирт	13,3	0,0478
Оксид вуглецю (IV)	13,8	0,0497
Оксид сірки (IV)	10,3	0,037
Оксид сірки (VI)	9,4	0,034
Сірковуглець	8,9	0,0321
Хлористий водень	13,0	0,0467

* За інших температур та тисків

$$D = D_0 \frac{p_0}{p} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}$$

Таблиця 17

Коефіцієнти дифузії газів та парів у воді при 20 °С*

Газ	$D_0 \cdot 10^9, \text{ м}^2/\text{с}$	$D_0 \cdot 10^6, \text{ м}^2/\text{год}$
Азот	1,9	6,9
Аміак	1,8	6,6
Водень	5,3	19,1
Кисень	2,1	7,5
Оксид вуглецю (IV), оксид азоту (I)	1,8	6,4
Хлор, сірководень	1,6	5,8
Хлористий водень (при 12 °С)	2,3	8,3

* За інших температур $D_t = D_{20}(1 + 0,02(t - 20))$.

Таблиця 18

Рівноважні склади рідини і пари для деяких бінарних систем при $p_{абс} = 1 \text{ атм}^*$

Метилловий спирт – вода			Хлороформ – бензол		
t, °C	% (мол.) метилового спирту		t, °C	% (мол.) хлороформу	
	в рідині	в парі		в рідині	в парі
100,0	0	0	80,6	0	0
96,4	2	13,4	79,8	8	10
93,5	4	23,0	79,0	15	20
91,2	6	30,4	78,2	22	30
87,7	10	41,8	77,3	29	40
81,7	20	57,9	76,4	36	50
78,0	30	66,5	75,3	44	60
75,3	40	72,9	74,0	54	70
73,1	50	77,9	71,9	66	80
71,2	60	82,5	68,9	79	90
69,3	70	87,0	61,4	100	100
67,5	80	91,5			
66,0	90	95,8			
64,5	100	100			

* Перерахунок в СІ: 1 атм = 101 325 Па

Продовження

Вода – оцтова кислота			Азот – кисень		
t, °C	% (мол.) води		T, K	% (мол.) азоту	
	в рідині	в парі		в рідині	в парі
118,1	0	0	90,1	0	0
115,4	5	9,2	89,5	3,5	13,0
113,8	10	16,7	89	6,2	20,2
110,1	20	30,2	88	11,5	30,4
107,5	30	42,5	87	17,1	39,7
105,8	40	53,0	86	22,2	47,8
104,4	50	62,6	85	27,7	55,7
103,2	60	71,6	84	33,8	63,1
102,1	70	79,5	83	40,5	70,1
101,3	80	86,4	82	47,8	76,4
100,6	90	93,0	81	56,6	82,3
100,0	100	100	80	66,6	88,0
			79	78,4	93,2
			78	91,9	97,8
			77,3	100	100

Діаграми і номограми

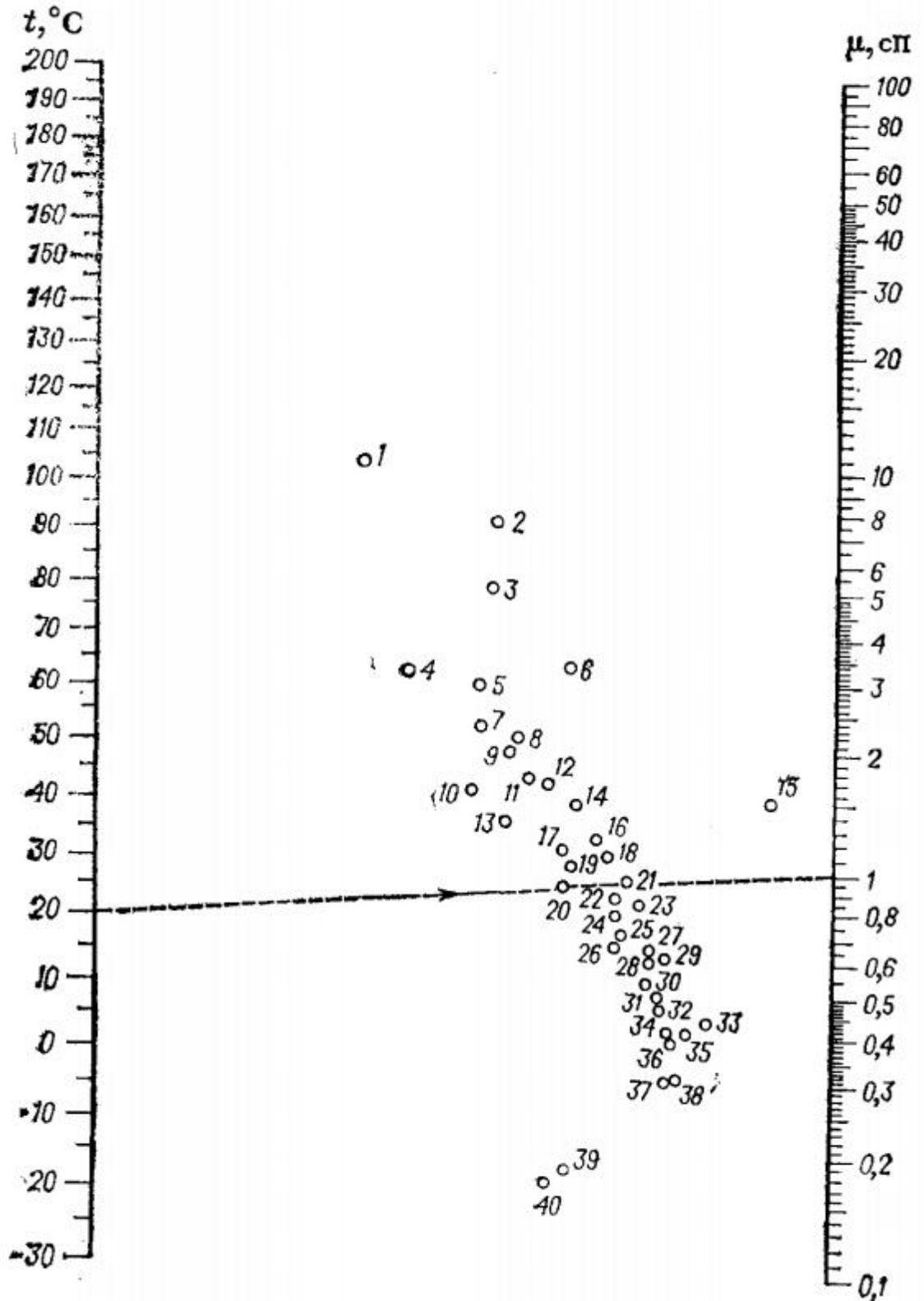


Рис. І. Номограма для визначення динамічного коефіцієнта в'язкості рідин за різних температур

Продовження рис. 1

Рідина	№ точки	Рідина	№ точки
Аміловий спирт	17	Метилловий спирт, 30 %	13
Аміак	39	Нафталін	9
Анілін	8	Нітробензол	14
Ацетон	34	Оксид вуглецю (IV)	40
Бензол	25	Оксид сірки (IV)	35
Бутиловий спирт	11	Октан	28
Вода	20	Оцтова кислота, 100 %	18
Гексан	36	Оцтова кислота, 70 %	12
Гептан	31	Пентан	38
Гліцерин, 100 %	1	Ртуть	15
Гліцерин, 50 %	7	Сірчана кислота, 111 %	2
Діетиловий ефір	37	Сірчана кислота, 98 %	3
Етилацетат	30	Сірчана кислота, 60 %	6
Етиленглькоть	4	Сірковуглець	33
Етиленхлорид	23	Терпентин	16
Етиловий спирт, 100 %	19	Толуол	27
Етиловий спирт, 49 %	10	Фенол	5
Метилацетат	32	Хлорбензол	22
Метилловий спирт, 100%	26	Хлороформ	29
Метилловий спирт, 90 %	24	Чотирихлористий вуглець	21

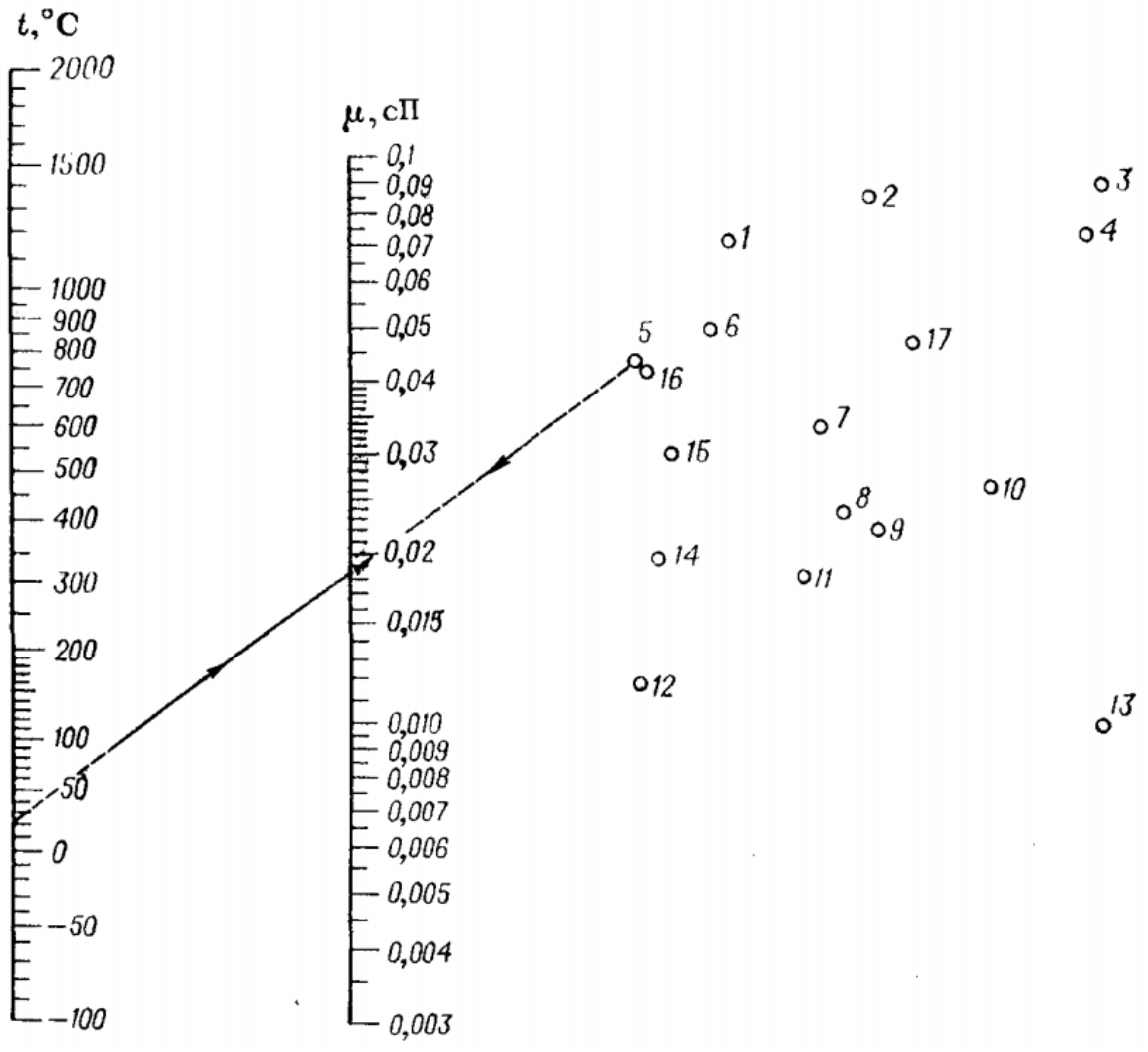


Рис. II. Номограма для визначення динамічного коефіцієнта в'язкості газів при $p = 1$ атм: 1 – O_2 ; 2 – NO ; 3 – CO_2 ; 4 – HCl ; 5 – повітря; 6 – N_2 ; 7 – SO_2 ; 8 – CH_4 ; 9 – H_2O ; 10 – NH_3 ; 11 – C_2H_6 ; 12 – H_2 ; 13 – C_6H_6 ; 14 – $9\text{H}_2 + \text{N}_2$; 15 – $3\text{H}_2 + \text{N}_2$; 16 – CO ; 17 – Cl_2 .

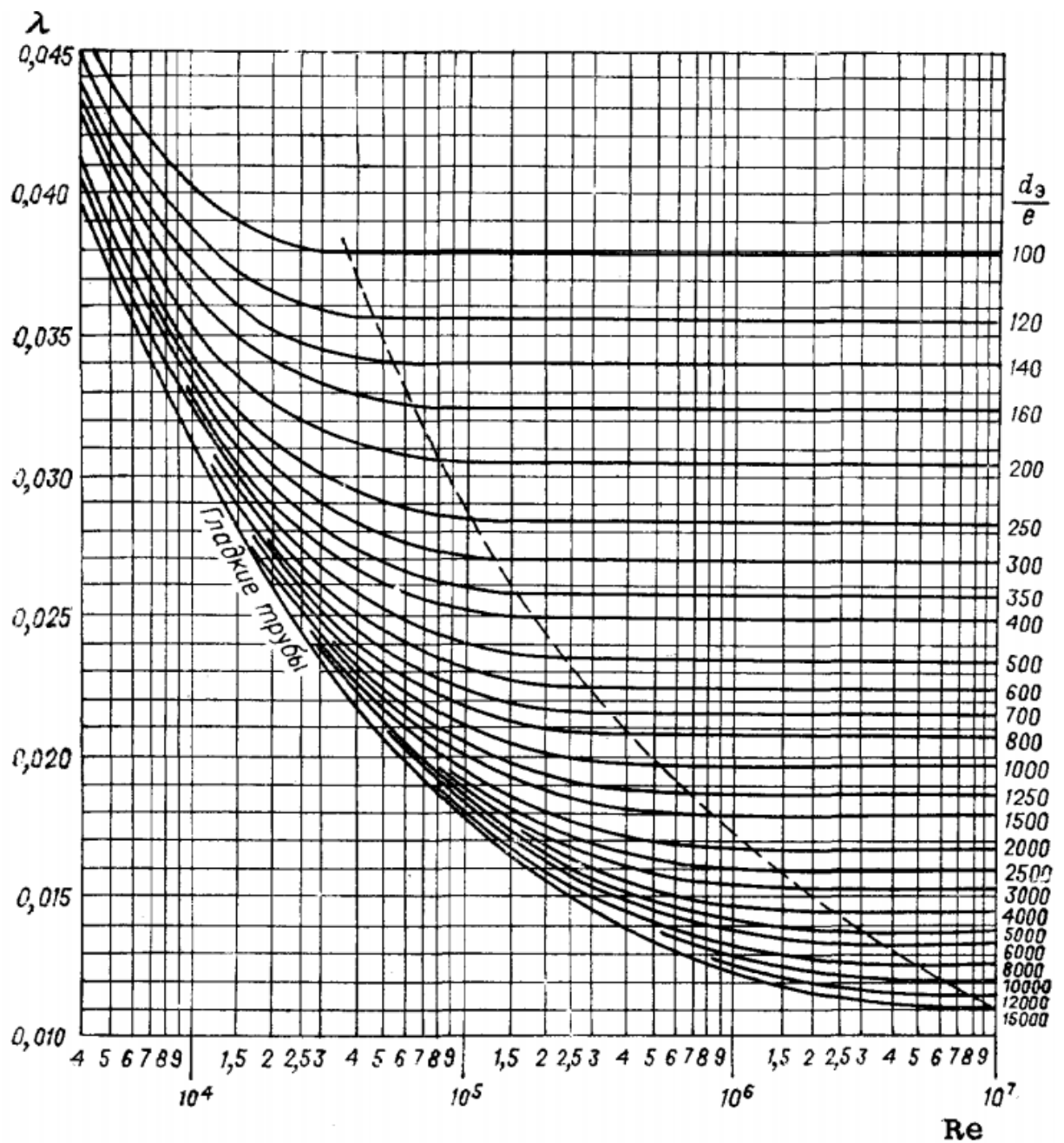


Рис. III. Залежність коефіцієнта тертя λ від критерія Re і ступеня шорсткості d_3/e : d_e – еквівалентний діаметр, м; e – середня висота виступів шорсткості на внутрішній поверхні труби, м.

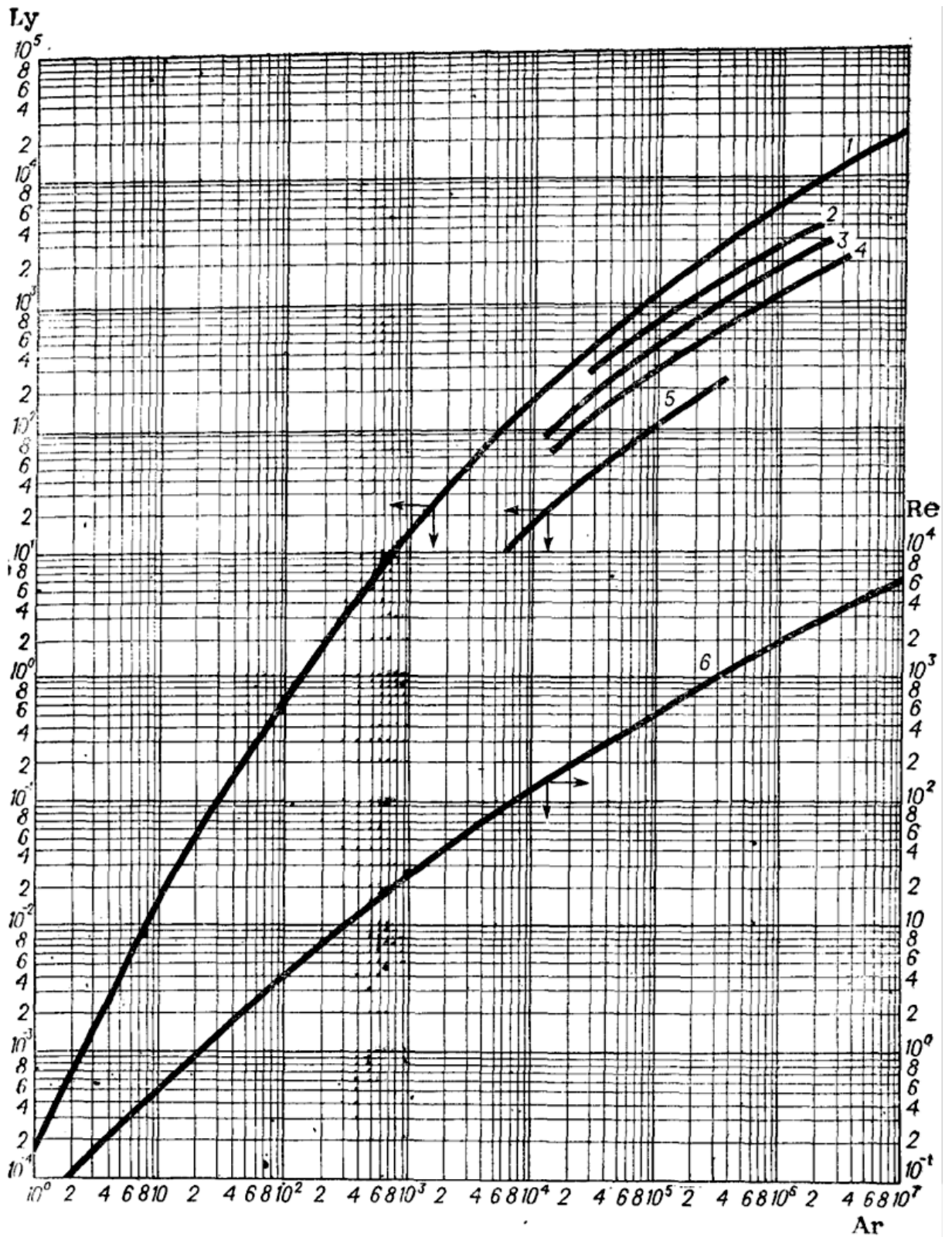


Рис. IV. Залежність критеріїв Re і Ly від критерія Ar для осадження одиночної частинки у нерухомому середовищі:

1 і 6 – кулеподібні частинки; 2 – заокруглені; 3 – кострубаті; 4 – довгасті; 5 – пластинчасті

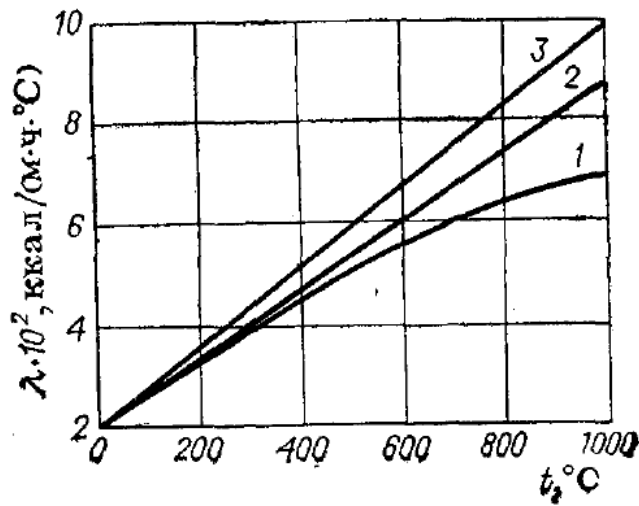


Рис. V. Коэффициенты теплопроводности дымовых газов. Состав дымовых газов, % (об.): CO_2 – 13; O_2 – 5; ($\text{N}_2 + \text{H}_2\text{O}$) – 82. Вміст водяної пари (у %): 1 – 0; 2 – 15; 3 – 20. Перерахунок в СІ: $1 \text{ ккал}/(\text{м}\cdot\text{год}\cdot^\circ\text{C}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м}\cdot\text{К})$

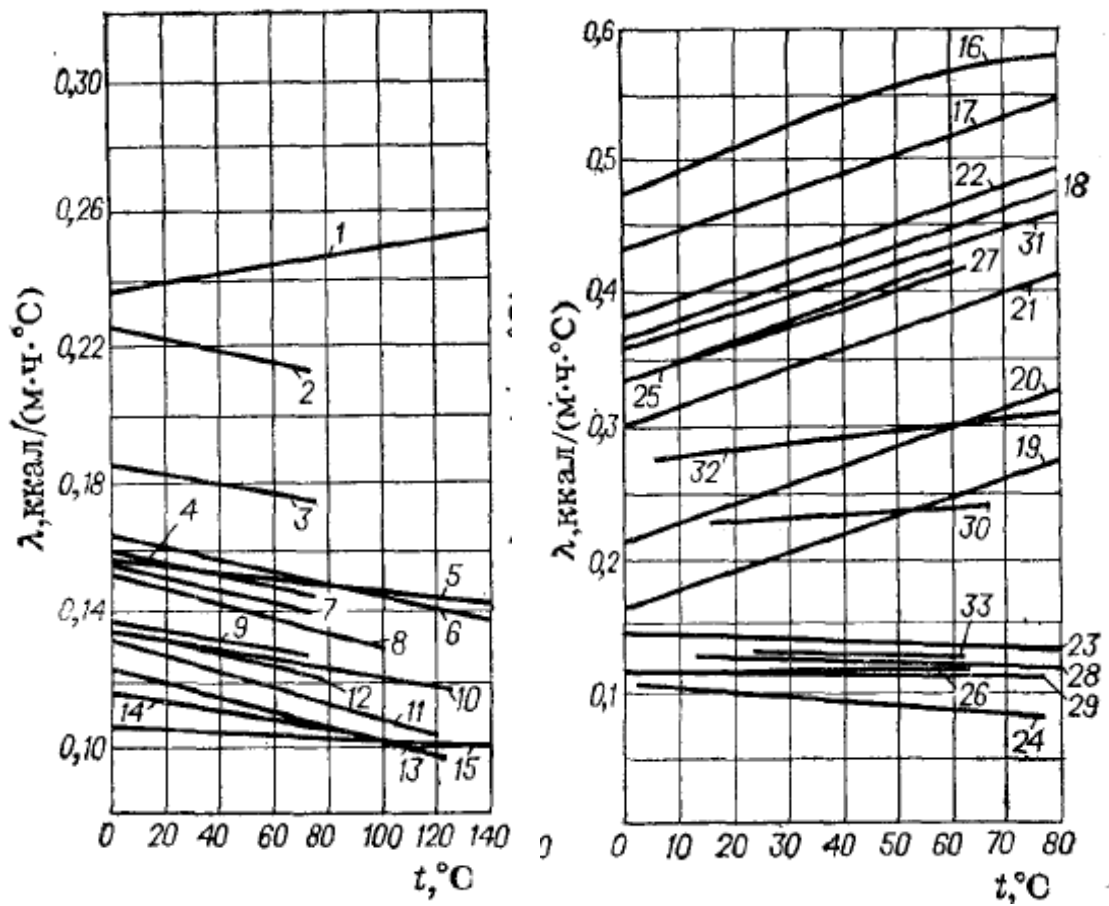


Рис. VI. Коэффициенты теплопроводности деяких рідин

Продовження рис. VI

Речовина	№ лінії	Речовина	№ лінії	Речовина	№ лінії
Аміак, 26 %	31	Діетиловий ефір	29	Мурашина кислота	2
Анілін	6	Етиловий спирт, 100%	4	Нітробензол	10
Ацетон	8	80%	19	Октан	33
Бензол	11	60%	20	Оцтова кислота	7
Бутиловий спирт	9	40%	21	Сірчана кислота, 98%	30
Вазелінове масло	15	20%	22	Сірковуглець	23
Вода	16	Ізопропіловий спирт	12	Соляна кислота, 30%	27
Гас	28	Касторове масло	5	Толуол	13
Гексан	26	Ксилол	14	Хлористий кальцій, 25%	17
Гліцерин безводний	1	Метиловий спирт, 100 %	3	Хлористий натрій, 25%	18
Гліцерин 50 %	25	Метиловий спирт, 40 %	32	Чотирихлористий вуглець	24

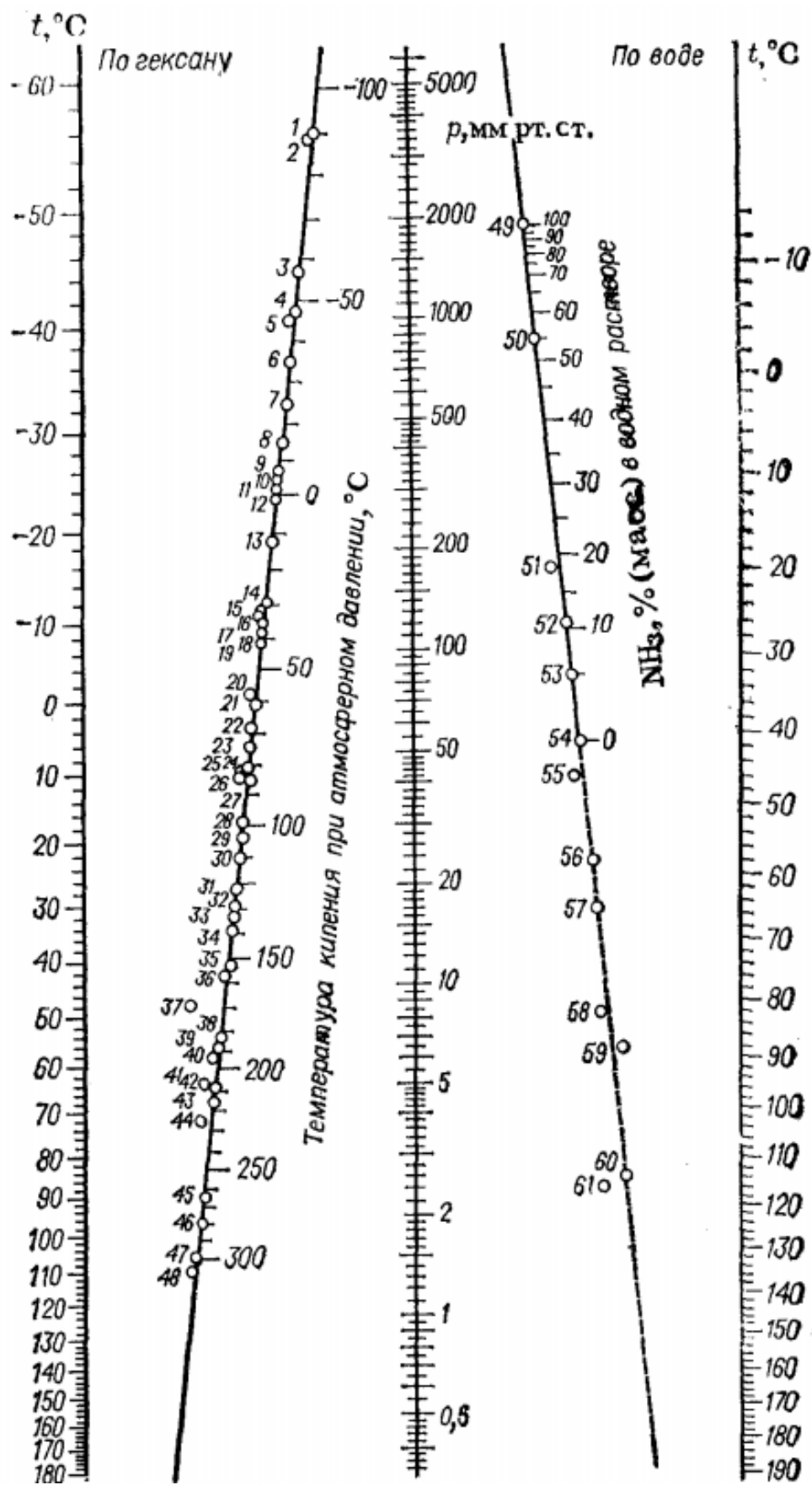


Рис. VII. Номограма для визначення тиску насиченої пари і температури кипіння деяких рідин

Продовження рис. VII.

Речовина	№ точки	Речовина	№ точки	Речовина	№ точки
Ален	6	Діетиловий ефір	15	α -Нафтол	47
Аміак	49	Діоксан	29	β -Нафтол	48
Анілін	40	Дифеніл	45	Нітробензол	37
Ацетилен	2	1,2-Дихлоретан	26	Октан	31
Ацетон	51	Етан	1	Оцтова кислота	55
Бензол	24	Етилацетат	25	Пентан	17
Бромбензол	35	Етиленгліколь	59	Пропан	5
Бромистий етил	18	Етиловий спирт	53	Пропілен	4
α -Бромнафталін	46	Етилформіат	20	Пропіонова кислота	56
1,3-Бугадієн	10	Ізопрен	14	Ртуть	61
Бутан	11	Йодбензол	39	Тетралін	42
α -Бутилен	9	<i>m</i> -Крезол	44	Толуол	30
β -Бутилен	12	<i>o</i> -Крезол	41	Фторбензол	27
Бутиленгліколь	58	<i>m</i> -Ксилол	34	Хлорбензол	33
Вода	24	<i>ізо</i> -Масляна кислота	57	Хлористий вініл	8
Гексан	22	Метиламін	50	- // - етил	13
Гептан	28	Метилмоносілан	3	- // - метил	7
Гліцерин	60	Метиловий спирт	52	- // - метилен	19
Декалін	38	Метилформіат	16	Хлороформ	21
Декан	36	Нафталін	43	Чотирихлористий вуглець	23

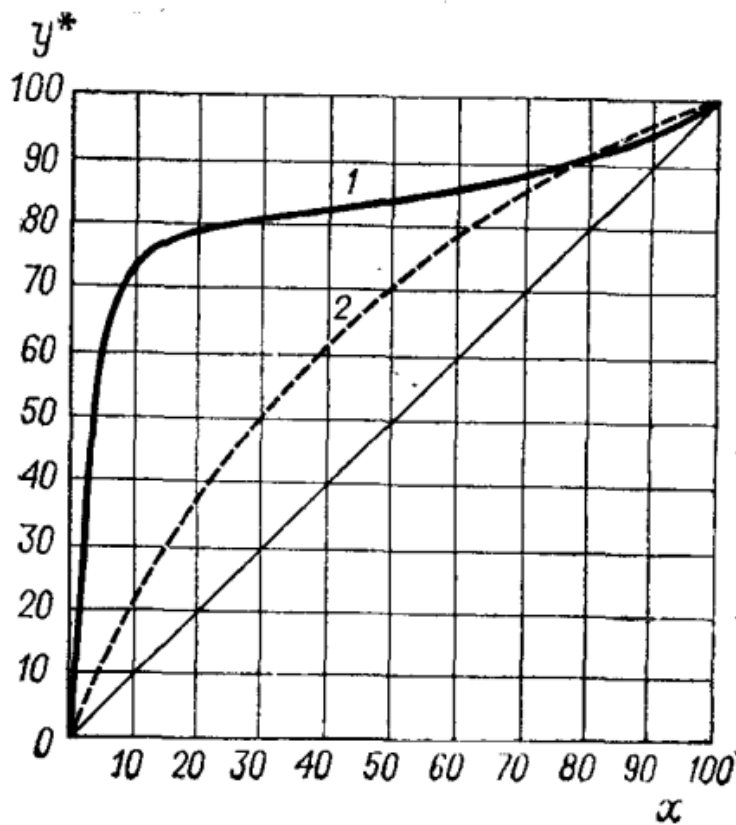


Рис. VIII. Криві рівноваги при $\Pi = 1$ атм: 1 – ацетон-вода; 2 – чотирихлористий вуглець-толуол

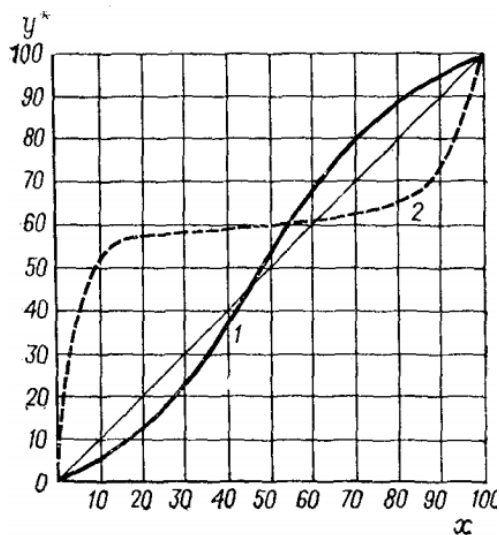


Рис. IX. Криві рівноваги (з азеотропною точкою) при $P = 1$ атм: 1 – вода-мурашина кислота; 2 – метиловий спирт-бензол

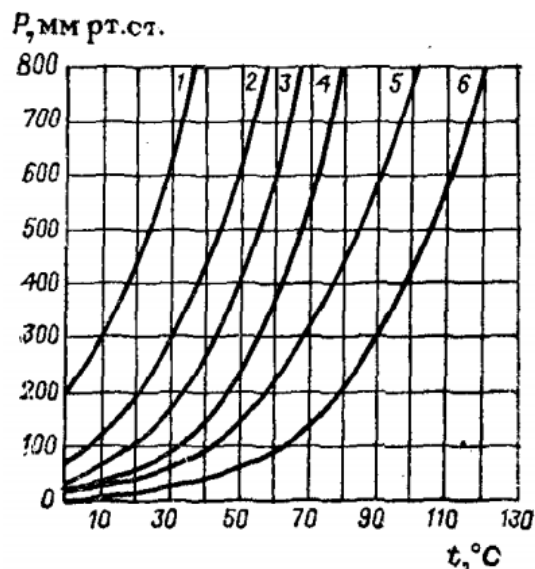


Рис. X. Тиск насиченої пари деяких органічних рідин залежно від температури: 1 – діетиловий ефір; 2 – ацетон; 3 – метиловий спирт; 4 – етиловий спирт; 5 – мурашина кислота; 6 – оцтова кислота

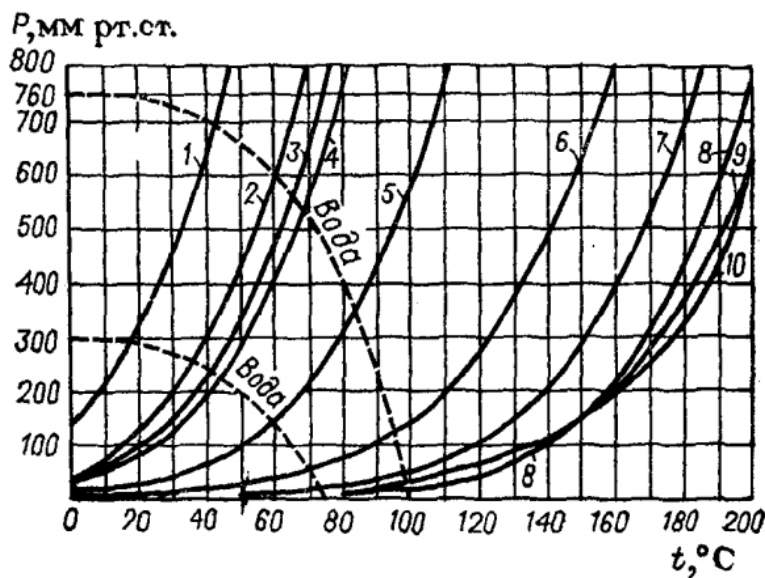


Рис. XI. Тиск насиченої пари органічних рідин, що не змішуються з водою, залежно від температури: 1 – сірковуглець; 2 – гексан; 3 – чотирихлористий вуглець; 4 – бензол; 5 – толуол; 6 – скипидар; 7 – анілін; 8 – крезол; 9 – нітробензол; 10 – нітротолуол

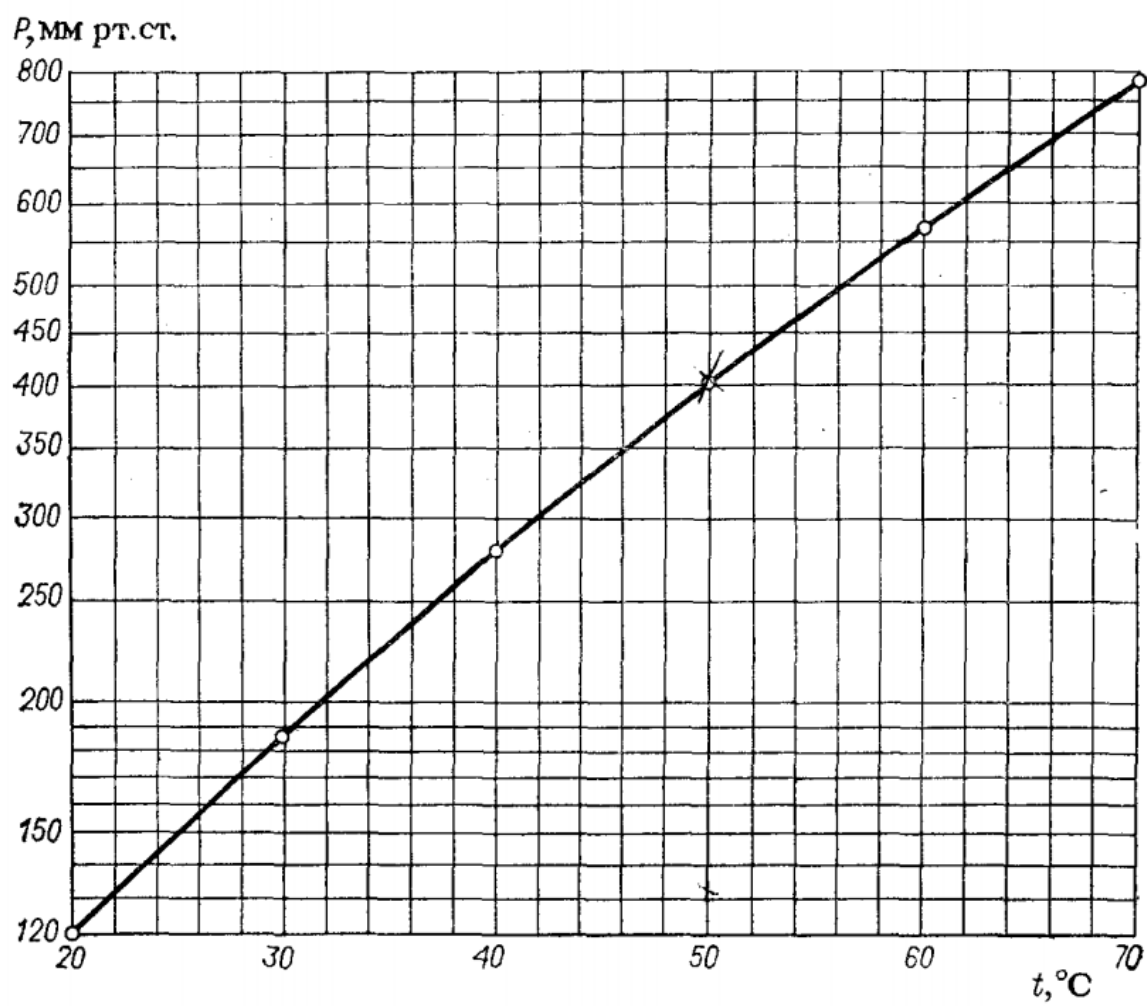


Рис. XII. Залежність тиску насиченої пари гексану від температури

ЛІТЕРАТУРА

1. Гумницький Я.М., Петрушка І.М. Інженерна екологія. Загальний курс. Ч. 1: навч.посібник / Я.М. Гумницький, І.М. Петрушка. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2015. 260 с.
2. Гумницький Я.М., Петрушка І.М. Інженерна екологія. Загальний курс. Ч. 2: навч.посібник / Я.М. Гумницький, І.М. Петрушка. – Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2016. 348 с.
3. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Изд. 9-е. М.: Химия, 1973. 750с.
4. Луняка К.В. “Процеси і апарати хімічних виробництв. Курс лекцій”. Навчальний посібник. Херсон: ХНТУ, 2006. 152 с.
5. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов. Л.: Химия, 1976. 552с.
6. Ханік Я.М. та ін. Процеси та апарати хімічних технологій. У п'яти частинах. Львів : НУ "Львівська політехніка", 2010.