

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
КРЕМЕНЧУЦЬКИЙ НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
ІМЕНІ МИХАЙЛА ОСТРОГРАДСЬКОГО



МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ
ЩОДО ПРАКТИЧНИХ ЗАНЯТЬ
З НАВЧАЛЬНОЇ ДИСЦИПЛІНИ
**«ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ ТА УСТАТКУВАННЯ ВИРОБНИЦТВ
ГАЛУЗІ»**
МОДУЛЬ 1. ПРОЦЕСИ І АПАРАТИ БІОТЕХНОЛОГІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ
ДЛЯ СТУДЕНТІВ ДЕННОЇ ФОРМИ НАВЧАННЯ ЗА НАПРЯМОМ
ПІДГОТОВКИ 6.051401 – «БІОТЕХНОЛОГІЯ

КРЕМЕНЧУК 2016

Методичні вказівки щодо практичних занять з навчальної дисципліни «Процеси, апарати та устаткування виробництв галузі», модуль 1. Процеси і апарати біотехнологічних виробництв для студентів денної форми навчання з напряму підготовки 6.051401 – «Біотехнологія»

Укладачі доц. О.В. Новохатько, доц. Т.Ф. Козловська, доц. А.І. Святенко
Рецензент доц. О.В. Мазницька

Кафедра «Біотехнологія та здоров'я людини»

Затверджено методичною радою Кременчуцького національного
університету імені Михайла Остроградського

Протокол № від 2016 р.

Голова методичної ради _____ В.В. Костін

ЗМІСТ

Вступ.....	4
Практичне заняття № 1 Система одиниць виміру СІ і перевідні коефіцієнти.....	5
Практичне заняття № 2 Розрахунки гідравлічних процесів	
Гідростатика	8
Практичне заняття № 3 Розрахунки гідравлічних процесів.	
Гідродинаміка	9
Практичне заняття № 4 Стаціонарна теплопровідність.....	20
Практичне заняття № 5 Нестационарна теплопровідність.....	23
Практичне заняття № 6 Розрахунки конвективного теплообміну в однофазному середовищі. Вільна конвекція.....	29
Практичне заняття № 7 Розрахунки теплообміну для вимушеного зовнішнього обтікання.....	33
Практичне заняття № 8 Розрахунки теплообміну у трубах.....	35
Практичне заняття № 9 Розрахунок процесу фільтрування технологічних середовищ.....	40
Практичне заняття № 10 Розрахунок процесу центрифугування технологічних середовищ.....	46
Практичне заняття № 11 Основи масопередачі.....	52
Практичне заняття № 12 Розрахунок процесу адсорбції.....	59
Список літератури.....	68

ВСТУП

«Процеси, апарати та устаткування виробництв галузі» як навчальна дисципліна, що є вибірковою в галузевому Державному стандарті вищої освіти з напрямку підготовки 6.051401 – «Біотехнологія», забезпечує набуття теоретичних знань і практичних навичок щодо нормативної бази розрахунку процесів, апаратів та устаткування виробництв біотехнологічної галузі.

Особлива увага приділяється вивченню методів розрахунку процесів, апаратів та устаткування виробництв галузі.

Мета навчальної дисципліни – оволодіння навчальним матеріалом у обсязі, передбаченому навчальною робочою програмою дисципліни, під час обов'язкових аудиторних занять, формування знань у фахівця відповідно до вимог європейського освітянського простору, а також засвоєння теоретичних основ та нормативної розрахунку процесів, апаратів та устаткування виробництв біотехнологічної галузі та ін.

Загальний обсяг навчальної дисципліни – 432 годин – розподіляється на аудиторну та самостійну складові навчального процесу. Відповідно до такого розподілу, на практичну роботу з дисципліни «Процеси, апарати та устаткування виробництв галузі» для денної форми навчання навчальною робочою програмою відведено 36 годин.

На сучасному етапі розвитку вищої освіти в Україні саме практична робота є основною ланкою набуття студентами ґрунтовних теоретичних знань та базових практичних умінь з дисципліни.

У даних методичних вказівках викладено обсяг теоретичного та практичного матеріалу з дисципліни «Процеси, апарати та устаткування виробництв галузі» за темами для самостійного опрацювання, питаннями, що їх розкривають, та вміщено посилання на літературні джерела, що забезпечують самопідготовку.

ПЕРЕЛІК ПРАКТИЧНИХ ЗАНЯТЬ

Практичне заняття № 1

Тема 1. Система одиниць виміру СІ і перевідні коефіцієнти

Мета: навчитись правильно використовувати одиниці виміру СІ при розв'язуванні задач на практиці.

Короткі теоретичні відомості

Одиниці виміру СІ є основними одиницями виміру СІ при розв'язуванні будь яких задач на практиці. Одиницями виміру СІ є кг, Н, м, с, дм³. Існують правила переведення одних одиниць у інші.

Питома вага (вага одиниця об'єму) γ і щільність (маса одиниця об'єму) ρ пов'язані залежністю:

$$\gamma = \rho \cdot g, \quad (1)$$

де $g = 9,81 \text{ м/с}^2$ – прискорення вільного падіння.

Тому що в СО за одиницю маси (кг) прийнято масу деякого еталона, а в технічній системі (МКГСС) за одиницю сили (кгс) прийнято вагу цього самого еталона, то щільність в одиницях СО (кг/м³) чисельно дорівнює питомій вазі в одиницях системи МКГСС (кгс/м³).

Відносною щільністю (відносною питомою вагою) Δ називається відношення щільності (питомої ваги) речовини до щільності (питомої ваги) води:

$$\Delta = \frac{\rho}{\rho_v} = \frac{\gamma}{\gamma_v} \quad (2)$$

В інтервалі температур від 0 до 100 °С щільність води з достатньою для технічних розрахунків точністю можна вважати рівною $\rho_v = 1000 \text{ кг/м}^3$.

Щільність суміші рідин, при змішуванні яких не відбувається істотних фізико-хімічних змін, приблизно можна розрахувати, взявши, що об'єм суміші дорівнює сумі обсягів компонентів:

$$\frac{1}{\rho_{см}} = \left(\frac{\bar{x}_1}{\rho_1} \right) + \left(\frac{\bar{x}_2}{\rho_2} \right) + \dots, \quad (3)$$

де $\bar{x}_1, \bar{x}_2 \dots$ – масові частки компонентів суміші;

$\rho_{\text{сум}}, \rho_1, \rho_2 \dots$ – щільність суміші та її компонентів.

За аналогічною формулою розраховують щільність суспензії ρ_c

$$\frac{1}{\rho_c} = \frac{\bar{x}}{\rho_{\text{тв}}} + \frac{1 - \bar{x}}{\rho_{\text{ж}}}, \quad (4)$$

тут \bar{x} – масова частка твердої фази та суспензії;

$\rho_{\text{тв}}$ і $\rho_{\text{ж}}$ – щільність твердої й рідкої фаз.

На підставі рівняння Клапейрона щільність ρ будь-якого газу при температурі T і тиску p може бути розрахована за формулою:

$$\rho = \rho_0 \cdot \frac{T_0 \rho}{T \rho_0} = \frac{M}{22,4} \cdot \frac{273 \rho}{T \rho_0}, \quad (5)$$

де $\rho_0 = M/22,4$ кг/м³ – щільність газу за нормальних умов ;

M – мольна маса газу, кг/кмоль; T – температура, К.

Тиск p и p_0 має бути вираженні в однакових одиницях.

Щільність суміші газів:

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

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

$\rho_1, \rho_2 \dots$ – відповідна щільність компонентів.

Тиск p стовпа рідини висотою h при щільності рідини ρ дорівнює:

$$p = \rho \cdot g \cdot h, \quad (6)$$

де p – виражено в Па, ρ – у кг/м³, g – у м/с², h – у м..

Задачі до теми

Задача 1

Відносна питома вага нафти 0,89. Визначити щільність нафти в СІ й у системі МКДСС.

Розв'язок. 1) система СІ.

Відповідно до рівняння (1.2), $\Delta = \frac{\rho}{\rho_y} = \frac{Y}{Y_y}$ тому

де Δ – відносна питома вага нафти; ρ – щільність нафти; ρ_y – щільність води

$$\rho = \Delta\rho = 0,89 \cdot 1000 = 890 \text{ кг/м}^3;$$

2) МКГСС.

$$\rho = \Delta\rho = 0,89 \cdot 1000 = 890 \text{ кгс/м}^3.$$

За рівнянням (1.1)

$$\rho = \frac{v}{g} = 890/9,81 = 90,6 \text{ кгс} \cdot \text{с}^2/\text{м}^4$$

Задача 2

Визначити в СИ щільність двоокису азоту при тиску $P_{\text{изб}} = 10 \text{ кгс/см}^2$ і $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$. Атмосферний тиск = 760 мм рт. ст. ($1,03 \text{ кгс/см}^2$; 101,3 кПа).

Розв'язання.

За рівнянням (5)

Щільність двоокису азоту розраховується за формулою:

$$\rho = \frac{M}{22.4} \cdot \frac{273 p}{T p_0}$$

де M – мольна маса двоокису азоту, кг/кмоль; $P_{\text{изб}}$ – надлишковий тиск;

P_0 – атмосферний тиск; T – абсолютна температура, $^\circ\text{K}$

Здійснимо перевод атмосферного тиску, що дорівнює 760 мм рт. ст. в кгс/см^2 ; 760 мм рт. ст. = $1,03 \text{ кгс/см}^2$.

Визначити в одиницях СИ щільність двоокису азоту

$$\rho = \frac{46}{22.4} \cdot \frac{273 \cdot 11.03}{293 \cdot 1.03} = 20.5 \text{ кг/м}^3$$

Контрольні питання

1. Назвіть основні одиниці виміру СИ .
2. Як перевести одиниці виміру мм рт. ст. в кгс/см^2 ?
3. Наведіть значення коефіцієнтів переводу: кіло, нано, мікро, гіпо.

Література: [1, 4, 5].

Практичне заняття № 2

Тема. Розрахунки гідравлічних процесів. Гідростатика

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення параметрів гідравлічних процесів.

Короткі теоретичні відомості

Основне рівняння гідростатики:

$$p = p_0 + \rho \cdot g \cdot h, \quad (7)$$

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

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

$$P = (p_0 + \rho \cdot g \cdot h_c) \cdot F, \quad (8)$$

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

Задачі до теми

Задача 1

У відкритому резервуарі знаходиться рідина з відносною щільністю 1,23. Манометр, з'єднаний у деякій точці зі стінкою резервуара, показує тиск $p_{изб} = 0,31 \text{ кгс}/\text{см}^2$. На якій висоті над даною точкою знаходиться рівень рідини в резервуарі?

Розв'язання.

Висота рівня рідини в резервуарі над точкою з'єднання манометра визначається рівнянням (1.7):

$$h = \frac{p - p_0}{\rho g}.$$

За умовою

$$p - p_0 = 0,31 \text{ кгс}/\text{см}^2 = 0,31 \cdot 10^4 \cdot 9,81 \text{ Па}.$$

Щільність рідини

$$\rho = 1,23 \cdot 1000 = 1230 \text{ кг}/\text{м}^3.$$

Звідси:

$$h = \frac{0.31 \cdot 10^4 \cdot 9.81}{1230 \cdot 9.81} = 2.52 \text{ м.}$$

Задача 2

Вакуумметр на барометричному конденсаторі показує, вакуум рівний 60 см рт. ст. Барометричний тиск 748 мм рт. ст. Визначити:

а) абсолютний тиск у конденсаторі в Па й у кгс/см²; б) на яку висоту H піднімається вода в барометричній трубці .

Розв'язання.

Абсолютний тиск у конденсаторі:

$$p = 748 - 600 = 148 \text{ мм.рт.ст.} = 148 \cdot 133,3 = 19700 \text{ Па} = \frac{19700}{9,81 \cdot 10^4} = 0,201 \text{ кгс/см}^2$$

Висоту стовпа води в барометричній трубці знайдемо з рівняння:

$$p_{\text{бар}} = H\rho g + p,$$

звідкіля

$$H = \frac{p_{\text{бар}} - p}{\rho g} = \frac{600 \cdot 133,3}{1000 \cdot 9.81} = 8.16 \text{ м.}$$

Контрольні питання

1. Наведіть формулу для визначення щільності газів.
2. Як розрахувати рівень рідини в резервуарі?
3. Як визначити абсолютний тиск у конденсаторі?
4. Як розрахувати силу тиску рідини на плоску стінку?

Література: [3, 9, 10].

Практичне заняття № 3

Тема. Розрахунки гідравлічних процесів. Гідродинаміка

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення особливостей протікання гідродинамічних процесів.

Короткі теоретичні відомості

Динамічний коефіцієнт в'язкості μ , часто називають просто в'язкістю. Значення μ вимірюють у СВ в $\text{Па}\cdot\text{с} = \text{кг}/(\text{м}\cdot\text{с})$.

У системі СГС динамічний коефіцієнт в'язкості вимірювали в пуазах (П) чи сантипуазах (сП). Співвідношення між звичайно застосовуваними одиницями виміру μ : $1 \text{ сП} = 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$.

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

$$\nu = \frac{\mu}{\rho}. \quad (9)$$

Значення μ для рідин при різних температурах можна визначити за номограмами, довідковими таблицями чи розрахунковими формулами.

Для визначення динамічного коефіцієнта в'язкості газів при різних температурах можна використовувати номограми, таблиці чи формули.

Динамічний коефіцієнт в'язкості газових сумішей може бути обчислений за наближеною формулою:

$$\frac{M_{\text{сум}}}{\mu_{\text{сум}}} = \left(y_1 \cdot \frac{M_1}{\mu_1} \right) + \left(y_2 \cdot \frac{M_2}{\mu_2} \right) + \dots, \quad (10)$$

де $M_{\text{сум}}$, M_1 , $M_2 \dots$ – мольна маса суміші газів і окремих компонентів; $\mu_{\text{сум}}$, μ_1 , $\mu_2 \dots$ – відповідно динамічні коефіцієнти в'язкості; $y_1, y_2 \dots$ – об'ємні частки компонентів у суміші.

Зміна динамічного коефіцієнта в'язкості газів з температурою виражається формулою:

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{3/2}, \quad (11)$$

де μ_0 – динамічний коефіцієнт в'язкості при 0°C ; T – температура, К;

C – постійна Сатерленда.

Для суміші нормальних (неасоційованих) рідин значення $\mu_{\text{сум}}$ може бути обчислене за формулою:

$$\lg \mu_{\text{сум}} = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 + \dots, \quad (12)$$

де $\mu_1, \mu_2 \dots$ – динамічні коефіцієнти в'язкості окремих компонентів;

$x_1, x_2 \dots$ – мольні частки компонентів у суміші.

Відповідно до адитивності плинності компонентів динамічний коефіцієнт в'язкості суміші нормальних рідин визначається рівнянням:

$$\frac{1}{\mu_{\text{сум}}} = \left(\frac{x_{v1}}{\mu_1}\right) + \left(\frac{x_{v2}}{\mu_2}\right) + \dots, \quad (13)$$

де x_{v1}, x_{v2} – об'ємні частки компонентів суміші.

Динамічний коефіцієнт в'язкості розведених суспензій μ_3 може бути розрахований за формулами:

а) при вмісті твердої фази менше 10 % (об.):

$$\mu_c = \mu_p(1+2,5\varphi), \quad (14)$$

б) при вмісті твердої фази до 30 % (об.):

$$\mu_c = \mu_p \frac{0,59}{(0,77 - \varphi)^2}, \quad (15)$$

де μ_p – динамічний коефіцієнт в'язкості чистої рідини; φ – об'ємна частка твердої фази в суспензії.

Для визначення динамічного коефіцієнта в'язкості рідини за динамічним коефіцієнтом в'язкості еталонної речовини може бути застосоване правило лінійності однозначних хіміко-технологічних функцій, установлене К. Ф. Павловим. На підставі правила лінійності одержуємо:

$$\frac{t_{\mu_1} - t_{\mu_2}}{\theta_{\mu_1} - \theta_{\mu_2}} = K = \text{const}, \quad (16)$$

де t_{μ_1} і t_{μ_2} – температура рідини; θ_{μ_1} і θ_{μ_2} – температура еталонної речовини, при яких його динамічні коефіцієнти в'язкості рівні відповідним динамічним коефіцієнтам в'язкості рідини μ_1, μ_2 .

Для багатьох рідин залежність між $\lg \mu$ і $\frac{1}{T}$ практично лінійна:

$$\lg \mu = a + \left(\frac{b}{T} \right), \quad (17)$$

де a і b – індивідуальні константи рідини; T – температура, К.

Як свідчить останнє рівняння, буде лінійна і залежність між логарифмами динамічних коефіцієнтів в'язкості двох рідин А і В (при однакових температурах):

$$\frac{\lg \mu_{A,T_1} - \lg \mu_{A,T_2}}{\lg \mu_{B,T_1} - \lg \mu_{B,T_2}} = \text{const}. \quad (18)$$

При наближеному розрахунку динамічних коефіцієнтів в'язкості рідин за правилом лінійності результати будуть тим надійніше, чим ближче за фізико-хімічною природою дві рідини, що зіставляються, (водяні розчини солей – вода, граничні вуглеводні – гептан і т.д.).

Рівняння витрати.

Об'ємна витрата рідини чи газу V (у м³/с):

$$V = \omega f. \quad (19)$$

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

$$M = V_p = \omega \cdot f \cdot \rho, \quad (20)$$

де f – площа поперечного перерізу потоку, м²; ω – середня швидкість потоку, м/с; ρ – щільність рідини чи газу, кг/м³.

Для трубопроводу круглого перерізу рівняння (1.19) набуває вигляду:

$$V = 0,785d^2 \omega,$$

де d – внутрішній діаметр труби, м.

При заданій витраті V і прийнятій швидкості ω діаметр трубопроводу визначається за рівнянням:

$$d = \sqrt{\frac{V}{0,785\omega}}. \quad (21)$$

Орієнтовані значення швидкостей, прийнятих при розрахунках внутрішньозаводських трубопроводів, наведені в таблиці 1.

Рівняння нерозривності для рідини, що не стискається та протікає по трубопроводу змінного перерізу:

$$V = \omega_1 f_1 = \omega_2 f_2 = \omega_3 f_3 = \dots \quad (22)$$

Таблиця 1 – Значення швидкостей

Потік	ω , м/с
Гази з природною тягою	2–4
Гази при атмосферному або близькому до нього тиску у вентиляційних газоходах та трубопроводах	5–20
Рідини, що рухаються самі собою	0,1–0,5
Рідини у напірних трубопроводах	0,5–2,5
Водяна пара при абсолютному тиску $p_{\text{абс}}$:	
$\geq 4,9 \cdot 10^4$ Па (0,5 кгс/см ²)	15–40
$(1,96 \div 4,9) \cdot 10^4$ Па (0,2–0,5 кгс/см ²)	40–60

Основні критерії гідродинамічної подібності потоків, що протікають по трубах і каналах:

Критерій Рейнольдса, що характеризує гідродинамічний режим, який є мірою співвідношення сил інерції та внутрішнього тертя в потоці:

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu} = \frac{\omega d}{\nu}, \quad (23)$$

де ω – середня швидкість потоку, м/с; d – діаметр трубопроводу, м;

ρ – щільність рідини, кг/м³; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па · с;

ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с.

Для потоків, що проходять по трубах, характерні наступні значення критерію Рейнольдса:

ламінарна течія

$$Re < 2300$$

перехідна	є	сфера	$2300 < Re < 10000$
розвинута турбулентна течія			$Re > 10000$

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

Для потоків некруглого поперечного перерізу до виразу для Re підставляється еквівалентний діаметр, який дорівнює збільшеному у 4 разі гідравлічному радіусу.

Гідравлічний радіус $r_{г}$ являє собою відношення площі поперечного перерізу потоку f до омиваного потоком (змоченого) периметру Π :

$$r_{г} = \frac{f}{\Pi}. \quad (24)$$

Для труби круглого перерізу, повністю заповненою рідиною:

$$r_{г} = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4}. \quad (25)$$

Отже, для потоків некруглого перерізу замість діаметра можна застосовувати еквівалентний діаметр:

$$d_e = 4r_{г} = \frac{4f}{\Pi}. \quad (26)$$

Критерій Фруда, що є мірою відношення сил інерції та ваги в потоці:

$$Fr = \frac{\omega^2}{gd}, \quad (27)$$

де g – прискорення вільного падіння, m/c^2 .

Критерій Ейлера, що є мірою відношення сил тиску й інерції в потоці:

$$Eu = \frac{\Delta p}{\rho \omega^2}, \quad (28)$$

де Δp – різниця тисків (втрата тиску, витраченого на подолання гідравлічного опору), Па.

Рівняння Бернуллі для нев'язкої (ідеальної) нестисненої рідини:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g}. \quad (29)$$

Для в'язкої (реальної) нестисненої рідини:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{\omega_1^2}{2g} - h_n = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{\omega_2^2}{2g}, \quad (30)$$

де z – геометричний (висотний) напір, м; $\frac{p}{\rho g}$ – п'єзометричний (статичний)

напір, м; $\frac{\omega^2}{2g}$ – швидкісний (динамічний) напір, м; h_n – напір, який йде на

подолання опорів, м.

Залежність між середньою швидкістю ω і максимальною (осьовою) швидкістю ω_{\max} – у трубопроводі:

а) при ламінарному режимі $\omega = 0,5 \omega_{\max}$;

б) при турбулентному режимі відношення ω/ω_{\max} залежить від

величини критерію $Re = \frac{\omega_{\max} d \rho}{\mu}$

Приблизно при турбулентному режимі $\omega = (0,8 - 0,9) \omega_{\max}$.

Швидкість витікання рідини ω (у м/с) з малого отвору в дні чи в стінці посудини при постійному рівні рідини в посудині:

$$\omega = \frac{\varphi}{\sqrt{2gH}}, \quad (31)$$

де φ – коефіцієнт швидкості, безрозмірний; g – прискорення вільного падіння, м/с²; H – висота рівня рідини над центром отвору, м.

Якщо тиск на поверхні рідини в посудині (p_0 , Па) і тиск у просторі, куди витікає струмінь (p , Па), неоднакові, то до формули (31) замість H треба підставити величину $H' = H + \frac{p_0 - p}{\rho g}$,

де ρ – щільність рідини, що впливає, кг/м³.

Об'ємна витрата рідини V (у м³/с), що витікає через отвір площею f_0 (м²), при постійному рівні рідини в посудині та при $p_0 = p$ складає:

$$V = \alpha \cdot f_0 \cdot \sqrt{2gH}, \quad (32)$$

де α – безрозмірний коефіцієнт витрати, що являє собою добуток коефіцієнта швидкості φ і коефіцієнта стиску струменя ε

$$\alpha = \varphi \cdot \varepsilon \quad (33)$$

Час спорожнювання τ (с) відкритої посудини з постійною площею поперечного перерізу f через отвір площею f_0 буде дорівнювати:

$$\tau = \frac{2f\sqrt{H}}{\alpha \cdot f_0 \sqrt{2g}}, \quad (34)$$

де H – початковий рівень рідини над отвором, м.

Об'ємна витрата рідини чи газу V (м³/с) можна виміряти за допомогою нормальної діафрагми:

$$V = \alpha \cdot k \cdot f_0 \sqrt{\frac{2\Delta p}{\rho}} = \alpha \cdot k \cdot f_0 \sqrt{2gH \frac{\rho_m - \rho}{\rho}}, \quad (35)$$

де $\alpha = f(Re, m)$ – коефіцієнт витрати діафрагми в гладкому трубопроводі; $k = f(d, m)$ – поправочний множник, що враховує шорсткість стінок

трубопроводу $m = \left(\frac{d_0}{d}\right)^2$, d_0 – діаметр отвору, м; $f_0 = 0,785d_0^2$ – площа

отвору діафрагми, м²; H – різниця рівнів рідини в дифманометрі, приєднаному до діафрагми, м; ρ_m – щільність рідини в дифманометрі, кг/м³; ρ – щільність рідини (чи газу), що протікає по трубопроводу, кг/м³.

Вимір витрати рідини чи газу за допомогою пневмометричної трубки Піто – Прандтля .

Трубку Піто – Прандтля встановлюють точно по осі трубопроводу і за допомогою приєднаного до неї дифманометра знаходять величину

$$\Delta p = H(\rho_m - \rho)g = \Delta \rho_{СК} .$$
 Потім розраховують максимальну (осьову)

швидкість потоку $\omega_{макс} = \sqrt{\frac{2gH(\rho_m - \rho)}{\rho}}$, визначають величину

$$Re = \frac{\omega_{макс} d \rho}{\mu}$$
 і за графіком (рис. 1.2) знаходять відношення $\frac{\omega}{\omega_{макс}}$, з

якого обчислюють середню швидкість ω .

Витрати рідини чи газу визначають за формулою (19):

$$V = \omega \cdot f ,$$

де f – площа поперечного перерізу трубопроводу, м² .

Задачі до теми

Задача 1

По трубах одноходового кожухотрубчастого теплообмінника (число труб $n = 121$, зовнішній діаметр труб 38 мм, товщина стінки 2 мм) проходить повітря при середній температурі 50 °С і тиску (за манометром) 2 кгс/см² зі швидкістю 9 м/с. Барометричний тиск 740 мм рт. ст. Визначити: а) масові витрати повітря; б) об'ємні витрати повітря за робочих умов; в) об'ємні витрати повітря за нормальних умов.

Розв'язання.

Щільність повітря за нормальних умов $\rho_0 = 1,293$ кг/м³.

Робочий тиск (абсолютний):

$$p = p_{бар} + p_{ман} = 740 \cdot 133,3 + 98\,100 \cdot 2 = 294\,800 \text{ Па}$$

$$p = p_{бар} + p_{ман} = 740 + 735 \cdot 2 = 2210 \text{ мм рт. ст.}$$

Співвідношення між одиницями виміру дивитись у довіднику.

Щільність повітря за робочих умов:

$$\rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0T} = 1,293 \frac{2210 \cdot 273}{760 \cdot (273 + 50)} = 3,18 \text{ кг/м}^3$$

$$\text{або } \rho = \rho_0 \frac{pT_0}{p_0T} = 1,293 \cdot \frac{294800 \cdot 273}{101300 \cdot (273 + 50)} = 3,18 \text{ кг/м}^3$$

Масова витрата повітря за рівнянням (1.20):

$$M = V\rho = \omega \cdot f \cdot \rho = \omega \cdot n \cdot 0.785d^2 \rho = 9 \cdot 121 \cdot 0.785 \cdot 0.034^2 \cdot 3.18 = 3.14 \text{ кг/с}$$

$$\text{Об'ємна витрата повітря за робочих умов: } V = \frac{M}{\rho} = \frac{3.14}{3.18} = 0.99 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Об'ємна витрата повітря, зведена до нормальних умов:

$$V_0 = \frac{M}{\rho_0} = \frac{3.14}{1.293} = 2.43 \text{ м}^3 / \text{с}$$

Задача 2

Визначити кінематичний коефіцієнт в'язкості двоокису вуглецю при $t = 30 \text{ }^\circ\text{C}$ і $p_{абс} = 5,28 \text{ кгс/см}^2$.

Розв'язання.

Зневажаючи залежність коефіцієнта в'язкості від тиску, знаходимо за номограмою або таблицею для двоокису вуглецю при $30 \text{ }^\circ\text{C}$: $\mu = 0,015 \text{ сП} = 0,15 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$. Визначаємо щільність двоокису вуглецю:

$$\rho = \frac{44 \cdot 273 \cdot 5.28}{22.4 \cdot 303 \cdot 1.033} = 9.05 \text{ кг/м}^3.$$

Кінематичний коефіцієнт в'язкості:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{0.015 \cdot 10^{-3}}{9.05} = 1.66 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2 / \text{с}.$$

Задача 3

Теплообмінник виготовлено зі сталевих труб діаметром $76 \times 3 \text{ мм}$. По трубах проходить газ під атмосферним тиском. Треба знайти необхідний діаметр труб при роботі з тим самим газом, але під тиском $p_{абс} = 5 \text{ кгс/см}^2$, якщо вимагається швидкість газу зберегти такою самою при такій самій масовій

витраті й тій самій кількості труб.

Розв'язання.

Під тиском $p_{ізб} = 5 \text{ кгс/см}^2$ ($\sim 0,5 \text{ МПа}$) щільність газу відповідно до формули (1.5) буде в 6 разів більша, ніж при атмосферному тиску. Тому як масова витрата витрата газу

$$G = V \cdot \rho = \omega \cdot f \cdot \rho$$

повинен бути збережений незмінним, то

$$\omega_1 \cdot n_1 \cdot 0.785 d_1^2 \cdot \rho_1 = \omega_2 \cdot n_2 \cdot 0.785 d_2^2 \cdot \rho_2.$$

Підставляючи $\omega_2 = \omega_1$, $n_1 = n_2$, $\rho_2 = 6\rho_1$, $d_1 = 0,07 \text{ м}$, одержуємо: $0,072$

$$= 6d_2^2, \text{ звідки } d_2 = \sqrt{\frac{0.07^2}{6}} = 0.0286 \text{ м} \approx 29 \text{ мм}.$$

Задача 4

Визначити режим руху рідини в міжтрубному просторі теплообмінника типу «труба в трубі» за наступними умовами: внутрішня труба теплообмінника має діаметр $25 \times 2 \text{ мм}$, зовнішня $51 \times 2,5 \text{ мм}$; масова витрата рідини 3730 кг/год ; щільність рідини 1150 кг/м^3 ; динамічний коефіцієнт в'язкості $1,2 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Розв'язання.

Швидкість рідини з рівняння витрати:

$$w = \frac{V}{f} = \frac{3730}{1150 \cdot 3600 \cdot 0.785(0.046^2 - 0.025^2)} = 0.77 \text{ м/с}$$

Еквівалентний діаметр кільцевого перерізу за формулою (1.26):

$$d_e = \frac{4f}{\Pi} = \frac{4\pi(D^2 - d^2)}{4\pi(D + d)} = D - d = 0.046 - 0.025 = 0.021 \text{ м}$$

де D – внутрішній діаметр зовнішньої труби, м; d – зовнішній діаметр внутрішньої труби, м.

Динамічний коефіцієнт в'язкості рідини $\mu = 1,2 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$.

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{w \cdot d \cdot \rho}{\mu} = 0.77 \cdot 0.021 \cdot 115000 / (1.2 \cdot 10^{-3}) = 15500.$$

Отже, режим турбулентний.

Контрольні питання

1. Наведіть порядок визначення витрати рідини.
2. Яким чином можна визначити, що режим руху турбулентний?
3. Наведіть порядок визначення витрати газу по трубі.

Література: [1, 2, 4].

Практичне заняття № 4

Тема. Стаціонарна теплопровідність.

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення стаціонарної теплопровідності.

Короткі теоретичні відомості

Рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку через одношарову плоску стінку:

$$q = Q / F = (t_r - t_x) / r = \lambda (t_r - t_x) / \delta, \quad (36)$$

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

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

$$F_{cp} = \pi d_{cp} L = \frac{\pi(d_2 - d_1) \cdot L}{\ln \frac{d_2}{d_1}}, \quad (37)$$

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

Рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку через одношарову циліндричну стінку:

$$Q = \frac{\lambda(t_r - t_x) \cdot F_{cp}}{\delta} = \frac{2\pi\lambda(t_r - t_x) \cdot L}{\ln \frac{d_1}{d_2}}. \quad (38)$$

$$\text{де } \delta = \frac{d_2 - d_1}{2}.$$

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

$$\lambda_{30} = A_{cp} \sqrt[3]{\frac{\rho}{M}}, \quad (39)$$

де c – питома теплоємність рідини, Дж/(кг · К); ρ – густина рідини, кг/м³; M – молярна маса рідини, кг/моль; A – коефіцієнт, який залежить від ступеня асоціації рідини. Для асоційованих рідин (наприклад води) $A = 3,58 \cdot 10^{-8}$, для неасоційованих (наприклад бензолу) $A = 4,22 \cdot 10^{-8}$.

Коефіцієнт теплопровідності рідини при температурі t визначається за формулою:

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \varepsilon(t - 30)], \quad (40)$$

де ε – температурний коефіцієнт.

Значення $\varepsilon \cdot 10^3$:

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 t визначається за формулою:

$$\lambda_{pt} = \frac{\lambda_{p30} \lambda_{вт}}{\lambda_{в30}}, \quad (41)$$

де λ_p і λ_v – коефіцієнти теплопровідності розчину і води.

4. Коефіцієнт теплопровідності газу (в Вт/(м · К) при невисоких тисках може бути розрахований за формулою:

$$\lambda = B c_v \mu, \quad (42)$$

де μ – динамічний коефіцієнт в'язкості газу, Па · с; $B = 0,25(9k - 5)$;

$k = \frac{c_p}{c_v}$ – показник адіабати; c_p і c_v – питома теплоємність газу при

постійному тиску і при постійному об'ємі відповідно, Дж/(кг · К).

Оскільки для газів даної атомності відношення $\frac{c_p}{c_v}$ є величиною приблизно постійною, тоді для одноатомних газів $B = 2,5$, двоатомних $B = 1,9$, для трихатомних $B = 1,72$.

Задача до теми.

Задача 1.

Апарат діаметром 2 м та завдовжки 5 м покритий шаром теплоізоляції з азбесту, завтовжки 75 мм. Температура стінки апарата 146 °С, температура зовнішньої поверхні ізоляції 40 °С. Визначити витрату тепла (тепловий потік) через шар ізоляції.

Розв'язок. Середня площа через яку проходить теплота:

$$F_{cp} = \pi \left[D_{cp} L + 2 \cdot \frac{D^2}{4} \right] = 3.14 (2.075 \cdot 5 + 0.5 \cdot 2^2) = 38.8 \text{ м}^2$$

Коефіцієнт теплопровідності азбесту $\lambda = 0,151$ Вт/(м · К)

Тепловий потік через ізоляцію:

$$Q = \lambda (t_r - t_x) \frac{F_{cp}}{\delta} = 0.151 (146 - 40) \frac{38.8}{0.075} = 8280 \text{ Вт}$$

Контрольні питання

1. Наведіть порядок визначення стаціонарної теплопровідності.

2. Яким чином можна визначити тепловий потік через ізоляцію?

3. Наведіть рівняння теплопровідності для сталого теплового потоку через одношарову плоску стінку.

Література: [1, 3, 6].

Практичне заняття № 5

Тема. Нестационарна теплопровідність

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення нестационарної теплопровідності.

Короткі теоретичні відомості

Рівняння теплопровідності для несталого теплового потоку через одношарову плоску стінку:

$$q = Q/F = (t_r - t_x) / r = \lambda (t_r - t_x) / \delta, \quad (43)$$

де q – поверхнева площина теплового потоку (питоме теплове навантаження), Вт/м²; Q – тепловий потік (витрати теплоти), Вт; F – площа поверхні стінки, м²; t_r і t_x – температури гарячої та холодної стінки, К або °С; $r = \frac{\delta}{\lambda}$ – термічний опір стінки, (м² · К)/Вт; δ – товщина

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

За відсутності дослідних даних коефіцієнт теплопровідності рідини λ [в Вт/(м · К)] при температурі ≈ 30 °С може бути розрахований за емпіричними формулами.

Коефіцієнт теплопровідності рідини при температурі t визначається за формулою:

$$\lambda_t = \lambda_{30} [1 - \varepsilon(t - 30)], \quad (44)$$

де ε – температурний коефіцієнт.

Коефіцієнт теплопровідності водного розчину при температурі t визначається за формулою:

$$\lambda_{pt} = \frac{\lambda_{p30} \lambda_{вт}}{\lambda_{в30}}, \quad (45)$$

де λ_p і λ_v – коефіцієнти теплопровідності розчину і води.

Коефіцієнт теплопровідності газу (в Вт/(м · К) при невисоких тисках може бути розрахований за формулою:

$$\lambda = B c_v \mu, \quad (46)$$

де μ – динамічний коефіцієнт в'язкості газу, Па · с; $B = 0,25(9k - 5)$;

$k = \frac{c_p}{c_v}$ – показник адіабати; c_p і c_v – питома теплоємність газу при

постійному тиску і при постійному об'ємі відповідно, Дж/(кг · К).

Оскільки для газів даної атомності відношення $\frac{c_p}{c_v}$ є величиною

приблизно постійною, тоді для одноатомних газів $B = 2,5$, двоатомних $B = 1,9$, для трихатомних $B = 1,72$.

Головні критерії подібності, які входять до критеріальних рівнянь конвертної тепловіддачі.

Критерій Нуссельта

$$Nu = \frac{al}{\lambda}, \quad (47)$$

який характеризує інтенсивність переходу теплоти на межі потік – стінка.

Критерій Прандтля

$$Pr = \frac{c\mu}{\lambda} = \frac{\nu}{a}, \quad (48)$$

який характеризує співвідношення в'язкості й температуропровідних властивостей теплоносія.

Критерій Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega l \rho}{\mu} = \frac{\omega l}{\nu}, \quad (49)$$

який характеризує співвідношення сил інерції та тертя в потоці.

Критерій Галілея

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \frac{gl^3 \rho^2}{\mu^2} = \frac{gl^3}{\nu^2}, \quad (50)$$

який характеризує співвідношення сил важкості, інерції та тертя в потоці.

Критерій Грасгофа

$$Gr = Ga \beta \Delta t = \frac{gl^3 \beta \Delta t}{\nu^2}, \quad (51)$$

який характеризує відношення сил тертя, інерції та підйомної сили, зумовленої різністю густини в окремих точках неізометричного потоку.

Критерій Пекле

$$Pe = Re Pr = \frac{\omega l}{a} = \frac{\omega l c \rho}{\lambda}, \quad (52)$$

який характеризує співвідношення між теплою, що переноситься, шляхом конвекції та шляхом теплопровідності під час конвективного теплообміну.

Величини, які входять до виразу для критеріїв подібності, та їх одиниці вимірювання: α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м² · К); β – коефіцієнт об'ємного розширення, К⁻¹; ρ – густина, кг/м³; λ – коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м · К); Δt – різниця температур стінки і рідини (або навпаки), К; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па · с; ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с; $a = \lambda/(c \rho)$ – коефіцієнт температуропровідності, м²/с; c – питома теплоємність (при постійному тиску), Дж/(кг · К); g – прискорення вільного падіння, м/с²; l – визначаючи геометричний розмір (для кожної формули вказується, який розмір є визначальним), м; ω – швидкість, м/с; r – питома теплота пароутворення (випаровування), Дж/кг.

Фізико-хімічні константи рідини (газу), які входять до критеріальних рівнянь конвективної тепловіддачі, необхідно брати за довідковими даними

за так званої визначальної температури. Яка температура береться за визначальну, вказується для кожного окремого випадку тепловіддачі.

7. До більшості критеріальних рівнянь конвективної тепловіддачі входить множник $(Pr/Pr_{ст.})^{0,25}$, який ураховує напрямок теплового потоку і близький до одиниці, коли температури рідини і стінки не дуже відрізняються. Обчислюючи критерій $Pr_{ст.}$, значення фізико-хімічних констант рідини треба брати за температурою стінки.

Приблизні значення критерію Pr для крапельних рідин можна визначити за номограмою. Причому в крапельних рідин з підвищенням температури величина критерію Pr зменшується.

Задачі до теми.

Задача 1

Стінка печі складається з двох шарів: вогнетривкої цегли ($\delta_1 = 500$ мм), будівельної цегли ($\delta_2 = 250$ мм). Температура всередині печі 1300 °С. Температура навколишнього простору 25 °С.

Визначити: а) витрати тепла з 1 м² поверхні стінки та б) температуру t_3 на межі між вогнетривкою та будівельною цеглою. Коефіцієнт тепловіддачі від пічних газів до стінки $\alpha_1 = 34,8$ Вт/(м² · К); коефіцієнт тепловіддачі від стінки до повітря $\alpha_2 = 16,2$ Вт/(м² · К). Коефіцієнт теплопровідності вогнетривкої цегли $\lambda_1 = 1,16$ Вт/(м · К); коефіцієнт теплопровідності будівельної цегли $\lambda_2 = 0,58$ Вт/(м · К).

Розв'язок. Схема процесу теплопередачі через стінку печі зображена на рис. 1.

а) Коефіцієнт теплопередачі:

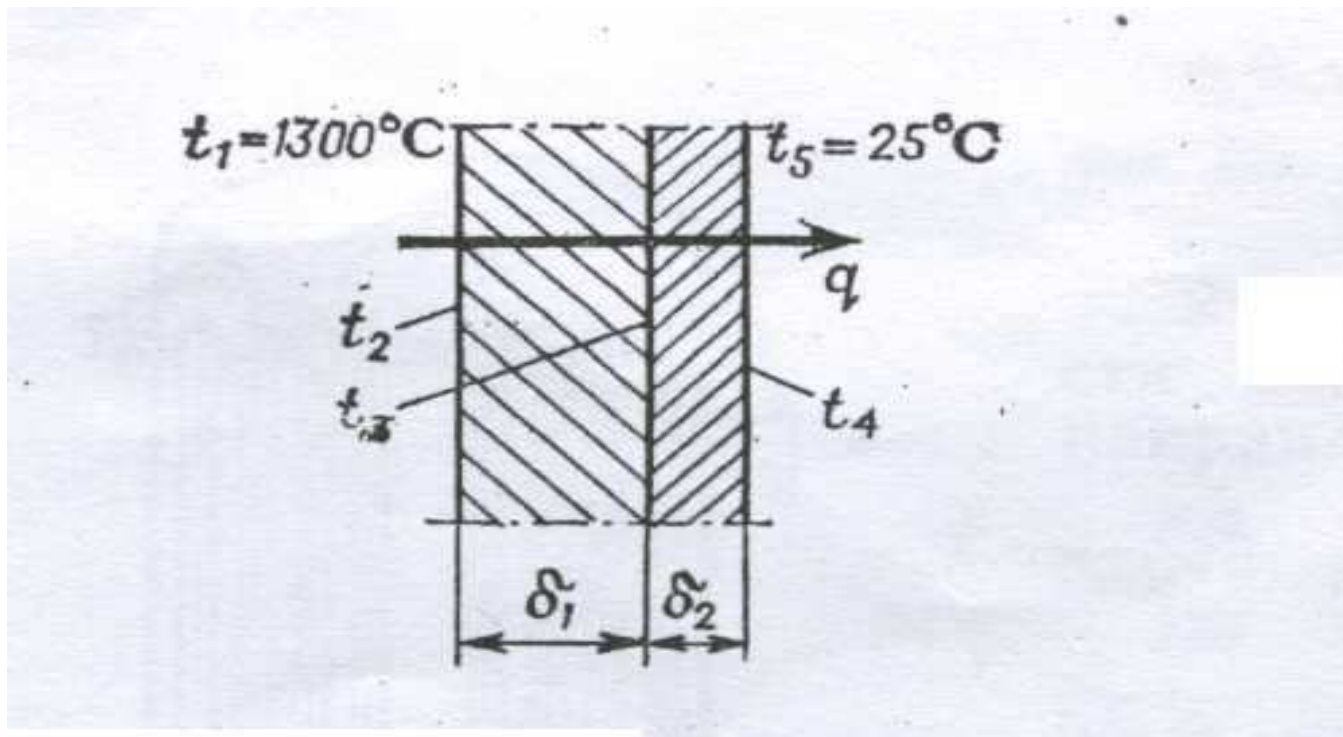


Рисунок 1 – Схема процесу теплопередачі

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

Витрати тепла з 1м^2 поверхні стінки:

$$q = K(t_1 - t_5) = 1,05(1300 - 25) = 1340 \text{ Вт}/\text{м}^2$$

б) температура t_3 на межі між вогнетривкою і будівельною цеглою може бути знайдена за системою рівнянь:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \lambda_1(t_2 - t_3) / \delta_1, \text{ звідки}$$

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

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

Будівельну цеглу можна застосовувати до 800°C . Отже, температура на внутрішній поверхні будівельної цегли $t_3=684^\circ \text{C}$ допустима.

Задача 3

Визначити температуру внутрішньої t_2 і зовнішньої t_3 поверхні стінок теплообмінника, а також температуру t_4 зовнішньої поверхні ізоляції, якою вкритий апарат. Температура рідини у теплообміннику $t_1=80^\circ \text{C}$, температура зовнішнього повітря $t_5=10^\circ \text{C}$. Теплообмінник виготовлений зі сталі: товщина

сталевій стінці $\delta_{cm} = 5$ мм, товщина ізоляції $\delta_{i3} = 50$ мм. Коефіцієнт тепловіддачі від рідини до стінки апарата $\alpha_1 = 232$ Вт/(м² · К), коефіцієнт тепловіддачі від поверхні ізоляції до повітря $\alpha_2 = 10,4$ Вт/(м² · К), коефіцієнт теплопроводності ізоляції $\lambda_{i3} = 0,12$ Вт/(м² · К).

Розв'язок. На рис. 2 зображено схематичний розріз стінки апарата, що вкритий ізоляцією.

Коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_{cm}}{\lambda_{cm}} + \frac{\delta_{i3}}{\lambda_{i3}} + \frac{1}{\alpha_2}\right)} = \frac{1}{\frac{1}{232} + \frac{0,005}{46,5} + \frac{0,05}{0,12} + \frac{1}{10,4}} = 1,86 \text{ Вт/(м}^2 \cdot \text{К)},$$

де $\lambda_{cm} = 46,5$ Вт/(м · К).

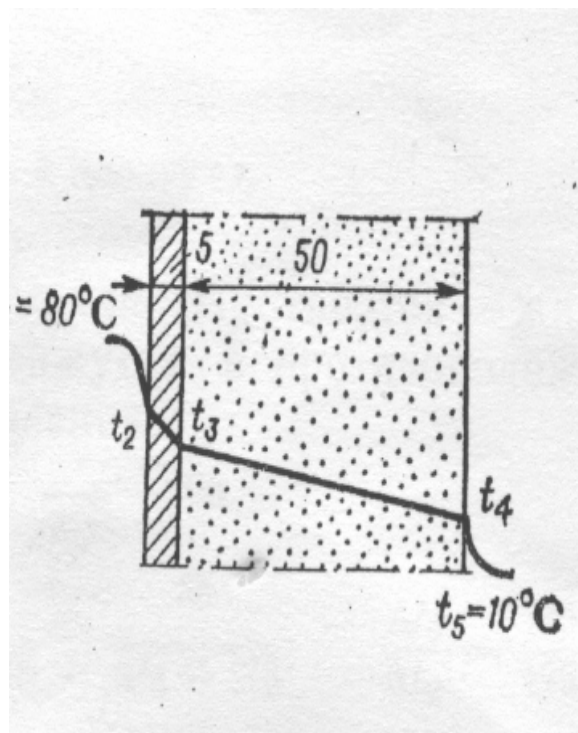


Рис. 2 Схематичний розріз стінки апарата

Питомий тепловий потік:

$$q = K(t_1 - t_5) = 1,86(80 - 10) = 130 \text{ Вт/ м}^2.$$

Температури t_2 , t_3 і t_4 визначають з системи рівнянь:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \lambda_{cm}(t_2 - t_3) / \delta_{cm} = \alpha_2(t_4 - t_5).$$

Температура внутрішньої поверхні стінки апарата:

$$t_2 = t_1 - (q / \alpha_1) = 80 - (130 / 232) = 79,4^0 C .$$

Температура зовнішньої поверхні стінки апарата:

$$t_3 = t_2 - (q \delta_{cm} / \lambda_{cm}) = 79,4 - (130 \cdot 0,005 / 46,5) = 79,4^0 C .$$

Температура зовнішньої поверхні ізоляції:

$$t_4 = (q / \alpha_2) + t_5 = (130 / 10,4) + 10 = 22,4^0 C .$$

За наявності ізоляції опору сталевій стінці дозволяється не враховувати.

Контрольні питання

1. Наведіть порядок визначення опору сталевій стінці.
2. Яким чином можна визначити температуру зовнішньої поверхні стінки апарата?
3. Наведіть порядок визначення питомого теплового потоку.

Література: [1, 4, 5].

Практичне заняття № 6

Тема. Розрахунки конвективного теплообміну в однофазному середовищі. Вільна конвекція

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення особливостей конвективного теплообміну в однофазному середовищі.

Короткі теоретичні відомості

Під конвективним теплообміном (тепловіддачею) розуміють процес розповсюдження тепла в рідині (газі) від поверхні твердого тіла або до поверхні його конвекцією і теплопровідністю.

Теплопередача – це складний процес передачі тепла від більш нагрітої рідини (газу) через поверхню яка розділяє їх, або тверду стінку. Закони теплопередачі лежать в основі теплових процесів – нагрівання, охолодження, конденсації пари, випаровування.

Температура поверхонь стінки t_2 і t_3 знаходиться з системи рівнянь:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \alpha_2(t_3 - t_4). \quad (53)$$

Коефіцієнт теплопередачі знаходиться за формулою:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1 + r_3 \delta \alpha^3} + \frac{\delta_{\text{н\o}}}{\lambda_{\text{н\o}}} + r_3 \delta \alpha^3 + \frac{1}{\alpha_2} \right)} \quad (54)$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі; $\delta_{\text{н\o}}$ – товщина стінки сталевих труб;
 $\lambda_{\text{н\o}}$ – коефіцієнт теплопроводності стінки.

Задачі до теми

Задача 1

Визначити середню температуру стінки у паровому підігрівачі, в якому гарячою парою ($p_{\text{абс}} = 0,4$ МПа) підігрівається: а) повітря при атмосферному тиску; б) вода. Середня температура як повітря, так і води 30°C . Товщина стінки сталевих труб $\delta_{\text{ст}} = 4$ мм. Коефіцієнти тепловіддачі для пари, повітря та води взяти приблизно за середніми даними табл. 3.4 (турбулентна течія в трубах). Врахувати наявність іржі з обох боків стінки. Теплова провідність одного шару іржі: $1/r_{\text{іржі}} = 2320$ Вт/(м² К).

Позначення температур див. на рис. 3.

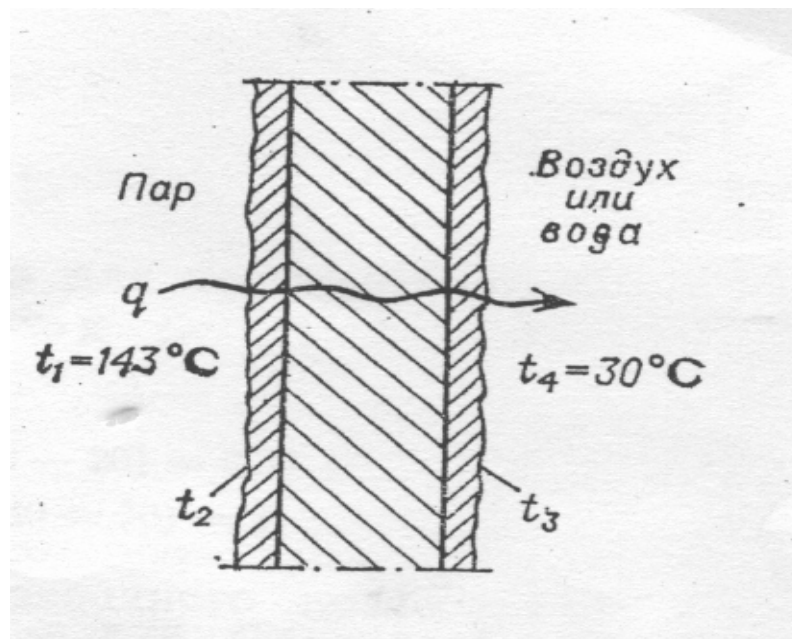


Рис. 3 – Позначення температур стінки

Розв'язок.

Температури поверхонь стінки t_2 і t_3 знайдемо з системи рівнянь:

$$q = \alpha_1(t_1 - t_2) = \alpha_2(t_3 - t_4).$$

Температура конденсації водяної пари при $p_{\text{абс}}=0,4$ МПа дорівнює 143°C .

а) Парою нагрівається повітря.

Коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + r_{\text{іржі}} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + r_{\text{іржі}} + \frac{1}{\alpha_2}\right)} = \frac{1}{\frac{1}{13300} + \frac{1}{2320} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2320} + \frac{1}{46,4}} = 44,3 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Тут коефіцієнт тепловіддачі для конденсованої пари $\alpha_1 = 13300 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, для повітря $\alpha_2 = 46,4 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$, коефіцієнт теплопроводності сталі $\lambda_{\text{ст}} = 46,5 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{К})$.

Питомий тепловий потік:

$$q = K(t_1 - t_4) = 44,3(143 - 30) = 5010 \text{ Вт}/\text{м}^2.$$

Температура t_2 :

$$t_2 = t_1 - (q / \alpha_1) = 143 - (5010 / 13300) = 142,6^\circ\text{C}.$$

Температура t_3 :

$$t_3 = t_4 + (q / \alpha_2) = 30 + (5010 / 46,4) = 138^\circ\text{C}.$$

Середня температура стінки:

$$t_{\text{сер}} = 0,5(t_2 + t_3) = 140^\circ\text{C}.$$

б) Парою нагрівається вода.

Коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\left(\frac{1}{\alpha_1} + r_{\text{іржі}} + \frac{\delta_{\text{ст}}}{\lambda_{\text{ст}}} + r_{\text{іржі}} + \frac{1}{\alpha_2}\right)} = \frac{1}{\frac{1}{13300} + \frac{1}{2320} + \frac{0,004}{46,5} + \frac{1}{2320} + \frac{1}{3420}} = 761 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$$

Тут коефіцієнт тепловіддачі для води $\alpha_2 = 3420 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К})$.

Питоме теплове навантаження:

$$q = K(t_1 - t_4) = 761(143 - 30) = 86000 \text{ Вт/м}^2.$$

Температура t_2 :

$$t_2 = t_1 - (q / \alpha_1) = 143 - (86000 / 13340) = 136,5^0 \text{ C}$$

Температура t_3 :

$$t_3 = t_4 + (q / \alpha_2) = 30 + (86000 / 3420) = 55,2^0 \text{ C}.$$

Середня температура стінки:

$$t_{\text{сер}} = (t_2 + t_3) / 2 = (136,5 + 55,2) / 2 = 96^0 \text{ C}.$$

Контрольні питання

1. Наведіть особливості конвективного теплообміну в однофазному середовищі.
2. Яким чином можна визначити середню температуру стінки розділяючої поверхні?
3. Наведіть порядок визначення питомого теплового потоку.

Література: [1, 3, 4].

Практичне заняття № 7

Тема. Розрахунки теплообміну для вимушеного зовнішнього обтікання

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення параметрів теплообміну для вимушеного зовнішнього обтікання.

Короткі теоретичні відомості

Для газів відношення критерія Прандтля у центрі потоку і біля стінки труби $Pr/Pr_{\text{ст.}} = 1$ як під час нагрівання, так і під час охолодження, оскільки для газу даної атомності (при невисоких тисках) критерій Pr є величиною приблизно постійною, не залежною від температури і тиску.

Визначальна температура – середня температура рідини (газу), визначальний геометричний розмір l – еквівалентний діаметр d_e :

$$d_e = \frac{4f}{\Pi}, \quad (55)$$

де f – площа поперечного перерізу потоку; Π – повний периметр поперечного перерізу потоку, незалежно від того, яка частина периметру бере участь у теплообміні.

Для труб круглого перерізу $d_e = d$.

Значення поправочного коефіцієнта ε_l , який ураховує вплив на коефіцієнт тепловіддачі відношення довжини труби L до її діаметра d , наведені в довідкових матеріалах.

Для зігнутих труб (змійовиків) отримане за формулою (3.14) значення α множать на коефіцієнт x , який ураховує відносну кривизну змійовика:

$$\alpha_{зм} = x \alpha \quad (56)$$

$$x = 1 + 3,54 \left(\frac{d}{D} \right), \quad (57)$$

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

Для газів розрахункова формула спрощується, оскільки в цьому випадку $Pr/Pr_{ст} = 1$, а Pr залежить тільки від атомності газу:

$$Nu = C \cdot \varepsilon_l \cdot Re^{0,8}. \quad (58)$$

Наприклад, для повітря

$$Nu = 0,018 Re^{0,8} \varepsilon_l. \quad (59)$$

Визначальна температура $t = 0,5 \cdot (t_{ст} + t_{ж.сп})$, де $t_{ж.сп} = 0,5 \cdot (t_{ж.поч} + t_{кін})$.

Формула (3.20) виведена при значеннях $0,00067 \leq (\mu/\mu_{ст})$ і $20 \leq Pe(d/L)$.

При значеннях $Pe(d/L) < 20$ величина Nu асимптотично прагне до граничного значення

$$Nu \approx 3,66. \quad (60)$$

б) $2300 < Re < 10\,000$. У цій області надійних розрахункових формул немає.

Задача до теми

Задача 1

Теплоту крекінг залишку, що виходить з крекінг-установки, використовують для підігрівання нафти, яка потрапляє на цю установку для переробки. Визначити середню різницю температур у теплообміннику між обігрівуючим крекінг-залишком та нагрітою нафтою, якщо крекінг-залишок має температури $t_{\text{н}}=300\text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_{\text{к}}=200\text{ }^{\circ}\text{C}$, а нафта $t_{\text{н}}=25\text{ }^{\circ}\text{C}$, $t_{\text{к}}=175\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Розв'язок. Розглянемо два випадки.

1 випадок. Прямотечія – обидві рідини рухаються в одному напрямку

$$\begin{array}{ccc} 300 & \longrightarrow & 200 \\ \frac{25}{\Delta t_{\bar{\theta}} = 275} & \longrightarrow & \frac{175}{\Delta t_m = 25}; \frac{\Delta t_{\bar{\theta}}}{\Delta t_m} = \frac{275}{25} > 2. \end{array}$$

Отже,
$$\Delta t_{\text{сер}} = \frac{275 - 25}{2,3 \lg(275 / 25)} = 104^{\circ}\text{C} = 104\text{K}.$$

2 випадок. Протитечія – рідини, які рухаються у протилежних напрямках:

$$\begin{array}{ccc} 300 & \longrightarrow & 200 \\ \frac{175}{\Delta t_{\bar{\theta}} = 125} & \longleftarrow & \frac{25}{\Delta t_{\bar{\theta}} = 175}; \frac{\Delta t_{\bar{\theta}}}{\Delta t_m} = \frac{175}{125} < 2. \end{array}$$

Отже,
$$\Delta t_{\text{сер}} = (125 + 175) / 2 = 150^{\circ}\text{C} = 150\text{K}.$$

Якщо розрахувати різницю температур для протитечії як середню логарифмічну, отримаємо $149\text{ }^{\circ}\text{C} = 149\text{K}$.

З наведеного розрахунку випливає, що за інших рівних умов середня різниця температур при протитечії більша, ніж при прямотечії.

Необхідно зазначити, що у випадку протитечії рідина (нафта) може бути нагріта до температури значно більшої, ніж $175\text{ }^{\circ}\text{C}$ (наприклад,

до 290°C), а крекінг-залишок може бути охолоджений набагато нижче 200°C . Це є основною перевагою протитечії.

Контрольні питання

1. Наведіть порядок визначення середньої рушійної сили процесу теплопередачі.
2. Яким чином можна визначити середню рушійної сили процесу теплопередачі при прямо течії?
3. При яких умовах процесу теплопередачі середня різниця температур більша?

Література: [1, 3, 6].

Практичне заняття № 8

Тема. Розрахунок теплообміну у трубах

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення характеристик теплообміну у трубах.

Короткі теоретичні відомості

Інтенсивність тепловіддачі при примусовому русі рідин залежить від характеру руху потоку, що визначається величиною критерія Рейнольдса.

Тепловіддача в прямих трубах і каналах при $(GrPr) < 8 \times 10^5$ і $Re < 10\,000$ для вертикального або горизонтального розташування труб (див. табл. 3.3).

$Re < 2300$ Значення критерія Нуссельта розраховується за формулою:

$$Nu = 1,55 \varepsilon_l \left(\frac{Pe d}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_{ст}} \right)^{0,14} \quad (61)$$

де $\mu/\mu_{ст}$ – відношення в'язкості у центрі потоку і біля стінки труби.

Коефіцієнт ε_l ($\varepsilon_l \geq 1$) вводять, якщо перед обігрівальною ділянкою труби немає ділянки гідродинамічної стабілізації. Величина ε_l зазвичайна наближена до одиниці й для приблизних розрахунків може не враховуватись.

Тепловіддача при розвинутій течії в прямих трубах і каналах ($Re > 10\,000$) за допомогою визначення критерія Нуссельта:

Розрахункова формула для визначення критерія Нуссельта:

$$Nu = 0,021 \cdot \varepsilon_l \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,43} \cdot \left(\frac{Pr}{Pr_{cr}} \right)^{0,25}. \quad (62)$$

Середня різниця температур Δt_{cp} , що входить до рівняння теплопередачі, визначається таким чином.

а) Для протитечії та прямої течії:

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{m}}{2,31g \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_{m}}}, \quad (63)$$

де Δt_{δ} і Δt_{m} – велика і менша різниці температур на кінцях теплообмінника.

Якщо співвідношення $\Delta t_{\delta} / \Delta t_{m} < 2$, то з достатньою точністю замість рівняння (63) можна застосовувати рівняння

$$\Delta t_{cp} = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_{m}}{2}. \quad (64)$$

Необхідно зазначити, що з рівняння (2.32) виходить: якщо $\Delta t_{\delta} = 0$ або $\Delta t_{m} = 0$, то і $\Delta t_{cp} = 0$; якщо $\Delta t_{\delta} = \Delta t_{m}$, то і $\Delta t_{cp} = \Delta t_{\delta} = \Delta t_{m}$.

Якщо температура одного з теплоносіїв у процесі теплопередачі не змінюється вздовж поверхні (конденсація насиченої пари, кипіння рідини), то середню різницю температур Δt_{cp} також визначають за рівнянням (63) або (64).

Формули (63) та (64) застосовують за умови, що в теплообміннику значення коефіцієнта теплопередачі K та добуток масової витрати на питому теплоємність $G \cdot c$ для кожного з теплоносіїв можна вважати постійними вздовж всієї поверхні теплообміну.

У тих випадках, коли вздовж поверхні теплообміну значно змінюється величина коефіцієнта теплопередачі K (або розмір добутку $G \cdot c$), застосування середньої логарифмічної різниці температур [рівняння (63)] стає неприпустимим.

У цих випадках диференціальне рівняння теплопередачі розв'язують методом графічного інтегрування.

б) Для змішаної течії в багатоходових теплообмінниках і для перехресного току

$$\Delta t_{cp} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{np}, \quad (65)$$

де $\varepsilon_{\Delta t}$ – поправочний коефіцієнт до середньої різниці температур Δt_{np} , що обчислена для протитечії.

Значення коефіцієнта $\varepsilon_{\Delta t}$ береться зі спеціальних графіків.

У багатоходових теплообмінниках з простою змішаною течією (один хід у міжтрубному просторі та парне число ходів у трубному) середню різницю температур можна розрахувати за формулою:

$$\Delta t_{cp} = \frac{A}{2,31 \lg \left(\frac{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{m} + A}{\Delta t_{\delta} + \Delta t_{m} - A} \right)}, \quad (66)$$

де Δt_{δ} і Δt_{m} – більша і менша різниці температур на кінцях теплообмінника при протитечії з тими самими початковими та кінцевими температурами теплоносіїв: $A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2}$; δT - зміна температури гарячого теплоносія ($\delta T = T_H - T_K$); $\delta t = t_K - t_H$ - зміна температури холодного теплоносія.

Задача до теми.

Задача 1

Визначити середню різницю температур багатоходового теплообмінника, який має один хід у міжтрубному просторі та два ходи в трубному (рис 4) :

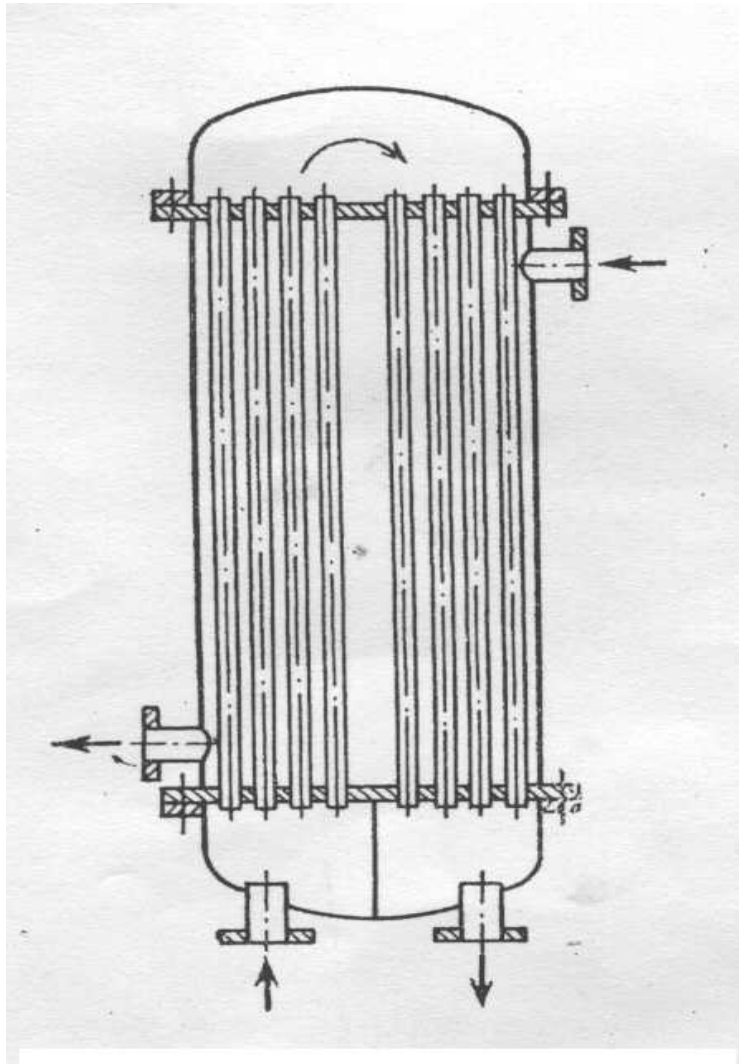


Рис. 4 – Багатоходовий теплообмінник

Початкова температура гарячого теплоносія дорівнює $T_1=80\text{ }^{\circ}\text{C}$

Кінцева >> >> >> $T_2=40\text{ }^{\circ}\text{C}$

Початкова >> холодного >> $t_1=20\text{ }^{\circ}\text{C}$

Кінцева >> >> >> $t_2=40\text{ }^{\circ}\text{C}$

Розв'язок. За формулою для теплообмінників маємо:

$$A = \sqrt{\delta T^2 + \delta t^2} = \sqrt{40^2 + 20^2} = 44,7.$$

Температурна схема при протитечії:

$$\begin{array}{ccc} 80 & \longrightarrow & 40 \\ 40 & \longleftarrow & 20 \\ \hline \Delta t_{\bar{o}} = 40 & & \Delta t_{\text{м}} = 20 \end{array}.$$

Середня різниця температур у багатоходовому теплообміннику:

$$\Delta t_{сер} = \frac{A}{\left(2,31 \lg \frac{\Delta t_{\bar{\theta}} + \Delta t_M + A}{\Delta t_{\bar{\theta}} + \Delta t_M - A} \right)} = \frac{44,7}{2,31 \lg \frac{40 + 20 + 44,7}{40 + 20 - 44,7}} = 23,2^{\circ}C = 23,2K$$

Зробимо розрахунок за формулою (3.34):

$$\Delta t_{сер} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{np}.$$

Розрахуємо середню різницю температур для протитечії:

$$\Delta t_{сер} = (40 + 20) / 2 = 30^{\circ}C = 30K.$$

Знайдемо P та R :

$$P = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) = (40 - 20) / (80 - 20) = 0,33$$

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1) = (80 - 40) / (40 - 20) = 2$$

За графіком визначаємо значення поправочного коефіцієнта $\varepsilon_{\Delta t}$. При $P=0,33$ та $R=2$ знайдемо $\varepsilon_{\Delta t}=0,78$. Отже, середня різниця температур у багатоходовому теплообміннику:

$$\Delta t_{сер} = \varepsilon_{\Delta t} \Delta t_{np} = 0,78 \cdot 30 = 23,4^{\circ}C = 23,4^{\circ}K.$$

Контрольні питання

1. Наведіть порядок визначення середньої рушійної сили процесу теплопередачі для змішаної течії в багатоходових теплообмінниках і для перехресного току.

2. Яким чином можна визначити середню різницю температур у багатоходовому теплообміннику?

3. При яких умовах процес теплопередачі відбувається більш інтенсивно?

Література: [1, 3, 5].

Практичне заняття № 9

Тема. Розрахунок процесу фільтрування технологічних середовищ

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення характеристик процесу фільтрування середовищ.

Короткі теоретичні відомості

Процесом фільтрування називають розділення суспензій за допомогою пористих або фільтрувальних перегородок, що затримують тверді частки, але пропускають суцільну фазу (рідину).

Фільтрування може відбуватися при постійному тиску. При $\Delta p = \text{const}$ об'єм фільтра та V , що пройшов через 1 м^2 фільтруючої поверхні за час τ , і проміжок фільтрування τ пов'язані рівнянням

$$V^2 + 2CV = K\tau, \quad (67)$$

де C – константа фільтрування, яка характеризує гідравлічний опір фільтруючої перегородки (тканини) $\text{м}^3/\text{м}^2$; K – константа фільтрування, що враховує режим процесу фільтрування і фізико-хімічні властивості осаду і рідини, $\text{м}^2/\text{с}$; τ – тривалість фільтрування, с.

Константи K і C визначаються дослідним шляхом.

Швидкість фільтрування ω [$\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$] на даний момент визначаються за рівнянням

$$\omega = \frac{dV}{d\tau} = \frac{K}{2(V + C)}. \quad (68)$$

По цим рівнянням може бути розрахована і швидкість промивки осаду промивною рідиною, якщо в'язкість промивної рідини дорівнює в'язкості фільтра, і якщо промивна рідина проходить через фільтр тим самим шляхом, що і фільтрат. При цьому швидкість промивки дорівнює швидкості фільтрування на кінцевий момент.

Видозмінене рівняння має вигляд:

$$\frac{d\tau}{dV} = \frac{2}{K}V + \frac{2C}{K} \quad (69)$$

Що виражає пряmlinійну залежність між величинами $d\tau/dV$ і V застосовується для визначення констант C і K за експериментальними даними. З цією метою відкладають по осі абсцис вимірені значення V_1 і V_2 , а по осі ординат відповідно значення $\Delta\tau/\Delta V_1$, $\Delta\tau_2/\Delta V_2$... Провівши за експериментальними точками пряму, знаходять потім K і C з рівняння:

$$\operatorname{tg}\beta = \frac{2}{K}; \quad m = \frac{2C}{K}.$$

Константа фільтрування K (у $\text{м}^2/\text{с}$) відносно до 1 м^2 фільтруючої поверхні, при $\Delta p = \text{const}$ пов'язана з питомим опором осаду рівнянням

$$K = \frac{2\Delta p}{\mu \cdot c \cdot r}, \quad (70)$$

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

Величина c (у $\text{кг}/\text{м}^3$) може бути виражена через концентрацію суспензії, що фільтрують їх наступним чином:

$$c = \frac{\rho \cdot x}{1 - mx} \quad (71)$$

де ρ – щільність фільтра, $\text{кг}/\text{м}^3$; x – масова концентрація твердої фази в суспензії, $\text{кг}/\text{кг}$; m – маса вологого осаду в розрахунку на 1 кг сухої речовини, що міститься в ньому, $\text{кг}/\text{кг}$.

Якщо підставити значення c до рівняння (2.15) одержуємо наступну формулу для константи K (у $\text{м}^2/\text{с}$):

$$K = \frac{2\Delta p \cdot (1 - mx)}{\mu \cdot r \cdot x \cdot \rho} \quad (72)$$

Якщо відома константа фільтрування K , то питомий опір осаду може бути знайдений з рівняння (2.15), розв'язаного відносно r (у $\text{м}/\text{кг}$ сухого осаду);

$$r = \frac{2\Delta p \cdot (1 - mx)}{K \cdot \mu \cdot x \cdot \rho} \quad (73)$$

Константа фільтрування C (у $\text{м}^3/\text{м}^2$), що характеризує опір фільтруючої перегородки (тканини) за відношенням до 1 м^2 поверхні фільтру, при $\Delta p = \text{const}$, визначається наступним виразом.

$$C = \frac{r_{mk}}{r \cdot c} \quad (74)$$

або відповідно до рівняння (2.16)

$$C = \frac{r_{mk} \cdot (1 - mx)}{r \cdot x \cdot \rho}, \quad (75)$$

де r_{mk} – питомий опір фільтруючої тканини (на 1 м^2 поверхні), $\text{м}/\text{м}^2$;

r – питомий опір осаду, $\text{м}/\text{кг}$.

Отже якщо значення константи фільтрування C (у $\text{м}^3/\text{м}^2$) відомо, то питомий опір тканини може бути розрахований за формулою

$$r_{mk} = \frac{C \cdot r \cdot x \cdot \rho}{1 - mx} \quad (76)$$

Концентрація промивної води в будь-який момент часу, від початку основного (дифузного) періоду промивки може бути обчислена за рівнянням:

$$c = c_1 e^{-K\omega\tau/\delta}, \quad (77)$$

де c_1 – концентрація промивної води на початку процесу; $e = 2,718$ – основа натуральних логарифмів; K – коефіцієнт, що враховує фізико-хімічні властивості осаду і промивної води, а також режим промивки (знаходять експериментальним шляхом); ω – питома інтенсивність промивки або швидкість проходження промивної води, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; τ – тривалість промивання, с ; δ – товщина шару осаду, м ;

Рівняння (76) після логарифмування набуває вигляду:

$$\frac{\tau_2 - \tau_1}{\lg c_1 - \lg c_2} = \frac{2.3\delta}{K\omega}, \quad (78)$$

де τ_1 і τ_2 – час початку і кінця спостережень у будь-який період процесу дифузної промивки; c_1 і c_2 – відповідні концентрації промивної води.

З рівняння (77) і (78) може бути знайдена тривалість промивки τ , тобто час, необхідний для заданої зміни концентрації речовини, що вимивають в осаді, а також величина коефіцієнта K .

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

$$x = (\rho_c - \rho) \rho_{\text{ТВ}} / [(\rho_{\text{ТВ}} - \rho) \rho_c] \quad (79)$$

Задачі до теми

Задача 1

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 дм^3 через $2,25 \text{ хв}$ і 3 дм^3 через $14,5 \text{ хв}$. Після початку фільтрування.

Розв'язок. За дослідними даними знаходимо експериментальні константи K і C у рівнянні фільтрування: $V^2 + 2CV = K\tau$.

Для цього складаємо два рівняння з двома невідомими:

$$1^2 + 2 \cdot 1 \cdot C = K \cdot 2,25; \quad 3^2 + 2 \cdot 3 \cdot C = K \cdot 14,5$$

звідки $K = 0,77 \text{ дм}^6 / (\text{м}^4 \cdot \text{хв.})$ і $C = 0,37 \text{ дм}^3 / \text{м}^2$.

Для визначення шуканої тривалості фільтрування одержані значення констант і заданий об'єм фільтрату підставляємо в рівняння фільтрування:

$$10^2 + 2 \cdot 10 \cdot 0,37 = 0,77\tau$$

звідки $\tau = 140 \text{ х.}$ або $2 \text{ год } 20 \text{ хв.}$

Задача 2

Необхідно відфільтрувати суспензію на рамному фільтрпресі та за 3 години одержати 6 м^3 фільтрату. Дослідне фільтрування цієї суспензії на лабораторному фільтрпресі при тому самому тискові та тусамому відношенні до 1 м^2 площі фільтра, мають наступні значення:

$$K = 20,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 / \text{год} \quad \text{і} \quad C = 1,45 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3 / \text{м}^2.$$

Визначити потрібні розміри фільтрпреса.

Розв'язок. Знаходимо за рівнянням фільтрування (2.13) продуктивність 1 м^2 фільтрпреса:

$$V^2 + 2 \cdot 0,145 \cdot 10^{-2} V = 20,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3.$$

Зв'язки

$$V = -0,145 \cdot 10^{-2} + \sqrt{(0,145 \cdot 10^{-2})^2 + 621 \cdot 10^{-4}} = -0,145 \cdot 10^{-2} + 7,88 \cdot 10^{-2} = 7,73 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3 / \text{м}^2$$

за цикл фільтрування, т.т. за 3 години. Отже, для заданої продуктивності необхідна поверхне фільтрування $F = \frac{6}{0,0773} = 77,5 \text{ м}^2$. За каталогом беремо

фільтрпрес з $F = 83 \text{ м}^2$, що має 42 рами розміром 1000 x 1000 мм.

Примітка. Поверхню фільтрування можна визначити також безпосередньо за рівнянням (3.13), яке складено для всього фільтра за цикл фільтрування:

$$V_F^2 + 2CV_F F = K F^2 \tau; 6^2 + 2 \cdot 6 \cdot 1,45 \cdot 10^{-3} F = 20,7 \cdot 10^{-4} \cdot 3F^2$$

відкіля $F = 77,4 \text{ м}^2$.

Задача 3

На барабанний вакуум – фільтр безперервної дії подається $8,5 \text{ м}^3/\text{год}$ водяної суспензії, що містить 17,6 % твердої фази. Бажана кінцева вологість осаду 34 %. Передбачуваний вакуум на заводі 600 мм. рт. ст. у термін дослідного фільтрування на лабораторній моделі при вакуумі 510 мм. рт. ст. було встановлено, що необхідна вологість осаду досягає за 32 с роботи зони фільтрування. При цьому константи фільтрування віднесені до 1 м^2 виявились рівними: $K = 11,2 \text{ дм}^6 / (\text{м}^4 \cdot \text{с})$; $C = 6 \text{ дм}^3/\text{м}^2$. Густина суспензії $1120 \text{ кг}/\text{м}^3$. Визначити потрібну поверхню фільтра і частоту його обертання.

Розв'язок. Перерахуємо константу фільтрування K для вакуума 600 мм рт.ст., взявши приблизно, що K пропорційне Δp :

$$\frac{K}{K^{\wedge}} = \frac{600}{510} = 1,17.$$

Звідки $K = 11,2 \cdot 1,17 = 13,1 \text{ дм}^3(\text{м}^4 \cdot \text{с})$.

Визначаємо питому продуктивність зони фільтрування з рівнянням (69), взявши час фільтрування $\tau = 32 \text{ с}$ (за завданням)

$$\begin{aligned} V^2 + 2CV &= K\tau \\ V^2 + 2 \cdot 6V &= 13,1 \cdot 32 \end{aligned}$$

$$V = -6 + \sqrt{36 + 420} = -6 + 21,4 = 15,4 \text{ дм}^3 / \text{м}^2 \text{ за } 32 \text{ с}.$$

Отже питома продуктивність зони фільтрування за 1 с: $15,4/32 = 0,482 \text{ дм}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$.

Перерахуємо задану продуктивність зі суспензії на продуктивність за фільтратом.

При вологості осаду 34 % масове співвідношення вологого і сухого осадів:

$$m = 1/(1-0,34) = 1,52$$

Масова частка твердої фази в суспензії $x = 0,176$;

витрати суспензії $G_c = V_c \rho_c = 8,5 \cdot 1120 = 9500 \text{ кг/год}$;

маса вологого осаду $G_{oc} = G_c x m = 9500 \cdot 0,176 \cdot 1,52 = 2540 \text{ кг/год}$.

Маса фільтрату $G_f = G_c - G_{oc} = 9500 - 2540 = 6960 \text{ кг/год}$.

При густині фільтрату $\rho = 1000 \text{ кг/м}^3$ об'ємні витрати фільтрату складають $6960 \text{ дм}^3/\text{год}$.

Таким чином, задані продуктивність за фільтратом:

$$6960/3600 = 1,93 \text{ дм}^3/\text{с}.$$

Отже, необхідна поверхня в зоні фільтрування:

$$F_\phi = 1,93/0,482 = 4,0 \text{ м}^2.$$

Оскільки звичайно в барабанних вакуум-фільтрах поверхня зони фільтрування складає $\sim 35\%$ від загальної поверхні, то загальна поверхня фільтра: $F = 4,0/0,35 = 11,43 \text{ м}^2$.

За каталогом підбираємо найближчий тип барабанного вакуум-фільтра з $F = 12 \text{ м}^2$. Діаметр фільтра $D = 2,1 \text{ м}$, довжина фільтра $L = 1,8 \text{ м}$.

Частота обертання фільтра за 1 хв необхідна для забезпечення заданого часу фільтрування $\tau = 32 \text{ с}$, визначиться з пропорції

$$32 - 0,35$$

$$60 - n$$

$$\text{звідки } n = 60 \cdot 0,35/32 = 0,655 \text{ об/хв}.$$

Контрольні питання

1. Наведіть порядок визначення констант K і C у рівнянні фільтрування.

2. Яким чином можна визначити витрати суспензії при фільтруванні?

3. Яким чином можна визначити величину поверхні фільтрування при фільтруванні промислової суспензії?

Література: [1, 2, 6].

Практичне заняття № 10

Тема. Розрахунок процесу центрифугування технологічних середовищ

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення характеристик процесу центрифугування середовищ.

Короткі теоретичні відомості

Апарати для центрифугування, або центрифуги, застосовуються для розділення суспензій з об'ємною концентрацією твердої фази до 40 %. У результаті центрифугування утворюється осад з деяким вмістом рідкої фази і освітлена рідина, що називається фугатом. Під дією відцентрової сили тверді частки видаляються із суспензії.

Відцентрова сила C (у Н), що розвивається при центрифугуванні, визначається за рівнянням:

$$C = \frac{Mu^2}{R} = M\omega^2 R \approx 20Mn^2 D, \quad (80)$$

де M – маса осаду і рідини, що знаходяться в барабані центрифуги, кг; ω – кутова швидкість, с^{-1} ; $D = 2R$ – діаметр барабана, м; n – частота обертання центрифуги, с^{-1}

Тиск фільтрування (в Па) при центрифугуванні:

а) приблизно

$$\Delta p_u = \frac{C}{F}, \quad (81)$$

де C – відцентрова сила, яка обчислюється за рівнянням (2.28);

$F = \pi D H$ – середня поверхня фільтрування, м^2 ; D – внутрішній діаметр барабана центрифуги, м; H – висота барабана (в центрифугах періодичної та

напівбезперервної дії) або довжина зони фільтрування (в центрифугах безперервної дії), м;

б) найбільш точно

$$\Delta p_{\text{ц}} = 20\rho_c n^2(R_2^2 - R_1^2) = 5\rho_c n^2(D_2^2 - D_1^2), \quad (82)$$

де ρ_c – густина суспензії, кг/м³; $D_1 = 2R_1$ – діаметр внутрішнього шару рідини, м; $D_2 = 2R_2$ – внутрішній діаметр барабана, м; n – частота обертання центрифуги, с⁻¹

Фактором розділення в центрифугах називається відношення прискорення відцентрової сили до прискорення сили тяжіння:

$$f = \frac{C}{P} = \frac{\omega^2 R}{g} \approx 20Fr_{\text{ц}}, \quad (83)$$

де R – радіус барабана, м; ω – кутова швидкість, с⁻¹.

Фактор розділення являє собою видозмінений критерій Фруда (відцентровий); $Fr_{\text{ц}} = \frac{Dn^2}{g}$.

Швидкість фільтрування може бути виражена у формі загального гідравлічного закону: $\frac{dV}{d\tau} = \frac{\Delta p_{\text{ц}}}{R_{\text{ц}}}$,

де $\Delta p_{\text{ц}}$ – перепад тиску при центрифугуванні; $R_{\text{ц}} = R_{\text{ос}} + R_{\text{тк}}$ – загальний опір при центрифугуванні, що дорівнює сумі опорів осадку і фільтруючого перерізу.

$R_{\text{ос}}$ і $R_{\text{тк}}$ можуть бути розраховані за рівняннями фільтрування або визначені експериментальним шляхом.

24. Глибина воронки h (у м) рідини, що утворюється при обертанні барабана центрифуги, розраховується орієнтовно за формулою:

$$h = 2n^2 R^2, \quad (84)$$

де n – частота обертання барабана, с⁻¹; R – радіус барабана, м.

За цією самою формулою приблизно може бути розрахована глибина воронки і в апаратах з мішалкою.

Розрахунок товщини стінки барабана центрифуги або перевірка стінки на міцність може бути виконана за рівнянням:

$$K_z = \frac{C_1 + C_2}{2f}, \quad (85)$$

де K_z – допустима напруга матеріалу стінки барабана на розрив, Па;
 f – площа перерізу стінки барабана, m^2 (оскільки діючі зусилля сприймаються обома частинами перерізу барабана, то загальна площа перерізу дорівнює $2f$);
 C_1 – відцентрова сила напівкільця стінки барабана, Н; C_2 – відцентрова сила напівкільця завантаження, Н.

Величини C_1 і C_2 розраховуються за рівнянням (75) При цьому відстань R (у м) від центра тяжіння напівкільця, що рухається до вісі обертання визначається за формулою:

$$R = \frac{4}{3\pi} \left(\frac{R_2^3 - R_1^3}{R_2^2 - R_1^2} \right), \quad (86)$$

де R_1 і R_2 – внутрішній і зовнішній радіуси напівкільця, м.

а) продуктивність V (об'ємні витрати суспензії) відстойної центрифуги с ножовим знаттям осаду типу АОГ (у m^3/c) при ламінарному режимі осідання визначається за видозміненим рівнянням:

$$V = F'\omega\eta, \quad (87)$$

де $F' = 2\pi R_0 L$ - поверхня дзеркала суспензії в барабані, m^2 ;

R_0 – внутрішній радіус кільцевого шару суспензії, м; L – довжина барабана, м; $\omega = \omega_{oc}f$ – швидкість осідання частинок під дією відцентрової сили, м/с; ω_{oc} – швидкість осідання частинок під дією сили тяжіння, м/с; f – фактор розділення, що визначається за радіусом R_0 ; η – коефіцієнт, що враховує відношення дійсної та теоретичної продуктивності центрифуги, який за відсутності дослідних даних можна брати рівним 0,4–0,5 (він залежить від ковзання) рідини відносно барабана, а також враховує наявність вихорів, що затруднюють осідання). Формула (82) може бути зведена до зручного для розрахунків вигляду :

$$V_q = 25,3 \cdot \eta \cdot L \cdot n^2 \cdot R_0^2 \cdot \omega_{oc} \cdot k, \quad (88)$$

де k – відношення часу подачі суспензії (час власне центрифугування) до загального часу роботи центрифуги.

б) продуктивність V (в $\text{м}^3/\text{год}$) за суспензією центрифуги НОГШ (безперервно діючим відстойним горизонтальним із шнековим вивантаженням осаду) визначається за наступним рівнянням:

$$V = \frac{3,5 D_{сл}^2 L_{сл} (\rho - \rho_c) d^2 n^2}{\mu}; \quad (89)$$

в) продуктивність V (в $\text{м}^3/\text{год}$) трубчатої надцентрифуги розраховується за формулою:

$$V \leq \frac{\omega \cdot V_{жс}}{h}. \quad (90)$$

де $D_{сл}$ і $L_{сл}$ – діаметр і довжина “зливного циліндра”, м; ρ і ρ_c – густина частинок і середовища, $\text{кг}/\text{м}^3$; d – величина розділення (діаметр найменіших частинок, що осідають), м; n – частота обертання ротора об/хв; μ – динамічний коефіцієнт в’язкості, Па·с; ω – швидкість осідання, м/с;

$V_{жс} = 0,785(D^2 - D_0^2)L$ – об’єм рідини в барабані, м^3 ; h – глибина потоку, м.

Задача 1

Визначити продуктивність за годину (поживленню) автоматичної осаджувальної центрифуги АОГ-800 при роботі її на водяній суспензії гідрату окису магнію. Густина частинок $\rho = 2525 \text{ кг}/\text{м}^3$. Температура суспензії 30°C . Найменший діаметр частинок 3 мкм. Характеристика центрифуги : діаметр барабана 800 мм; довжина барабана 400 мм; діаметр борта 570 мм; частота обертання 1200 об/хв. Цикл роботи центрифуги складає 20 хв; з них 18 хв – подача суспензії, 2 хв – розвантаження осаду.

Розв’язок. Продуктивність визначаємо за формулою (2.36):

$$V_{год} = 25,3 \eta L n^2 R_0^2 \omega_{oc} k.$$

Швидкість осідання частинок знаходимо за формулою Стокса:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c} = \frac{3^2(2525 - 1000) \cdot 9,81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 0,8 \cdot 10^{-3}} = 0,935 \cdot 10^{-5} \text{ м/с.}$$

Динамічний коефіцієнт в'язкості води при 30°C $\mu_c = 0,8 \cdot 10^{-3}$ Па·с.

Визначаємо швидкість осідання під дією відцентрової сили;

$$\omega = \omega_{oc} \frac{R_0 \cdot n^2}{900} = 0,935 \cdot 10^{-5} \frac{0,285 \cdot 1200^2}{900} = 4,26 \cdot 10^{-3} \text{ м/с.}$$

Перевіряємо режим осідання:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho_c}{\mu_c} = \frac{4,26 \cdot 10^{-3} \cdot 3 \cdot 10^{-6} \cdot 10^3}{0,8 \cdot 10^{-3}} = 1,6 \cdot 10^{-2},$$

тобто режим є ламінарний.

Далі знаходимо $k = \frac{18}{20} = 0,9$

Продуктивність центрифуги беремо $\eta = 0,45$

$$V_{год} = 25,3 \cdot 0,45 \cdot 0,4 \cdot 1200^2 \cdot 0,285^2 \cdot 0,935 \cdot 10^{-5} \cdot 0,9 = 4,46 \text{ м}^3/\text{год.}$$

Задача 2

Визначити, яку продуктивність може забезпечити трубчаста зверхцентрифуга СГО-150 з трилопатевою крильчаткою, що працює на освітленні мінерального масла. Густина масла $\rho_c = 900$ кг/м³. Динамічний коефіцієнт в'язкості масла при температурі центрифугування $3 \cdot 10^{-3}$ Па·с. Густина твердих частинок $\rho = 1400$ кг/м³. Діаметр частинок 1 мкм. Технічна характеристика центрифуги: внутрішній діаметр барабана 150 мм, діаметр зливного порогу 50 мм, довжина барабана 750 мм, частота обертання 13000 об/хв.

Розв'язок. Продуктивність визначаємо за формулою (2.38). Оскільки частинки дуже малі, то режим осідання їх буде певно, ламінарний. Використаємо формулу Стокса з наступною перевіркою режиму осідання:

$$\omega_{oc} = \frac{d^2(\rho - \rho_c)g}{18\mu_c} = \frac{1^2(1400 - 900) \cdot 9,81}{10^{12} \cdot 18 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = 9,06 \cdot 10^{-8} \text{ м/с.}$$

Швидкість осідання під дією відцентрової сили;

$$\omega = \omega_{oc} f = 9,06 \cdot 10^{-8} \cdot 4700 = 4,26 \cdot 10^{-4} \text{ м/с.}$$

$$\text{Тут } f = \frac{n^2 R_0}{900} = \frac{13^2 \cdot 10^6 \cdot 0,025}{900} = 4700.$$

Перевіряємо режим осідання:

$$\text{Re} = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho_c}{\mu_c} = \frac{4,26 \cdot 1 \cdot 900}{10^4 \cdot 10^6 \cdot 3 \cdot 10^{-3}} = \frac{1,42}{10^4}.$$

Знайдемо корисний об'єм барабана центрифуги:

$$V_{\text{ж}} = FL = 0,785 (D^2 - D_0^2)L = 0,785 \cdot (0,15^2 - 0,05^2) \cdot 0,75 = 0,0118 \text{ м}^3.$$

Глибина потоку в барабані:

$$h = \frac{D - D_0}{2} = \frac{0,15 - 0,05}{2} = 0,05 \text{ м}.$$

$$\text{Тоді } V \leq \frac{\omega V_{\text{ж}}}{h} 3600 = \frac{4,26 \cdot 0,0118}{10^4 \cdot 0,05} 3600 = 0,368 \text{ м}^3 / \text{год}.$$

Перевіряємо режим потоку в барабані центрифуги:

$$\text{Re}_{\text{пот}} = \omega_{\text{пот}} d_c \frac{\rho}{\mu},$$

$$\omega_{\text{пот}} = \frac{V}{F} = \frac{1,05}{10^4 \cdot 0,0157} = 0,0067 \text{ м/с},$$

$$V = \frac{0,368}{3600} = \frac{1,05}{10^4} \text{ м}^3/\text{с}$$

$$F = 0,785(D^2 - D_0^2) = 0,785 (0,15^2 - 0,05^2) = 0,0157 \text{ м}^2.$$

Для центрифуги з трилопатевою крильчаткою:

$$d_{\text{э}} = 4 \frac{F}{\Pi} = \frac{4\pi(D^2 - D_0^2)}{4(\pi D + 6h)} = \frac{\pi(D^2 - D_0^2)}{\pi D + 6h} = \frac{3,14(0,15^2 - 0,05^2)}{3,14 \cdot 0,15 + 6 \cdot 0,05} = 0,0815 \text{ м}$$

$$\text{Re}_{\text{ном}} = \frac{0,0067 \cdot 0,0815 \cdot 900}{3 \cdot 10^{-3}} = 164 < 350, \text{ тобто режим ламінарний.}$$

Контрольні питання

1. Наведіть порядок визначення розмірів автоматичної осаджувальної центрифуги.
2. Яким чином можна визначити витрати фугату при центрифугуванні?

3. Яким чином можна визначити величину поверхні трубчастої центрифуги при обробці промислової суспензії?

Література: [1, 2, 6].

Практичне заняття № 11

Тема. Розрахунок масообмінних технологічних процесів

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення характеристик масообмінних технологічних процесів.

Короткі теоретичні відомості

1. Способи вираження складу фаз двокомпонентних систем рідина-газ (пара) подані у табл. 11.1

Таблиця 4.1

Концентрація	Позначення концентрації компонента А	
	у рідкій фазі	у газовій фазі чи паровій 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

Формули для розрахунку концентрації (у рідкій фазі) подані в табл. 11.1. Для газової (парової) фази правильні ті самі співвідношення, але з заміною позначень x на y , X на Y , C_x на C_y .

Концентрація компонента в газовій фазі може бути виражена також через його парціальний тиск. На підставі рівнянь Клапейрона і Дальтона мольна (об'ємна) частка будь-якого компонента суміші ідеальних газів дорівнює:

$$y = p/P, \quad (91)$$

де p – парціальний тиск компонента газової суміші;

$P = p_A + p_B + p_C + \dots$ – загальний тиск суміші чи газів пари, дорівнює сумі парціальних тисків усіх компонентів.

Закони міжфазної рівноваги для ідеальних розчинів.

а) Закон Генрі:

$$p^* = Ex \quad (92)$$

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

Значення E для водяних розчинів деяких газів подані в довіднику.

Підставляючи в рівняння (92) значення $p^* = y^*P$ за рівнянням (91),

одержуємо

$$y^* = mx, \quad (93)$$

де y^* – мольна частка компонента в газовій фазі, рівноважної з рідиною; $m = E/P$ – безрозмірний коефіцієнт (коефіцієнт розподілу), постійний для даної системи газ-рідина при $t = \text{const}$ і $P = \text{const}$. (газова фаза: $A + B$, рідка фаза: $A + C$) підставити в рівняння рівноваги (93) значення x і y^* для компонента A , виражені через його відносні концентрації X і Y^* , X і Y^* (табл. 11.1), одержимо:

$$Y^*/(1 + Y^*) = mX/(1 + X), \quad (94)$$

$$\bar{Y}^* / \left(\bar{Y}^* + \frac{M_A}{M_B} \right) = m \bar{X} / \left(\bar{X} + \frac{M_A}{M_C} \right), \quad (95)$$

де M_A – мольна маса розподіленого між фазами компонента А;

M_B – те саме другого компонента бінарної газової суміші;

M_C – те саме другого компонента бінарної рідкої суміші.

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

$$Y^* = m \cdot X. \quad (96)$$

Аналогічно при $Y^* \ll (M_A/M_B)$ і $X \ll (M_A/M_C)$ з рівняння (95) одержимо

$$\bar{Y}^* = m \frac{M_C}{M_B} \bar{X}. \quad (97)$$

б) Закон Рауля:

$$p^* = P x, \quad (98)$$

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.

Підставивши в рівняння (98) значення $p^* = y^* P$ з рівняння (91) одержуємо:

$$y^* = P x / P, \quad (99)$$

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

Для двокомпонентної суміші, коли обидва її компоненти діють за законом Рауля, рівняння (99) набуває вигляду:

$$y^*_A = \alpha x_A / [1 + (\alpha - 1) x_A] \quad (100)$$

де $\alpha = P_A/P_B$ – коефіцієнт відносної леткості; P_A – тиск насиченої пари більш леткого (низькокиплячого) компонента при тій самій температурі;

P_v – тиск насиченої пари менш леткого (висококиплячого) компонента при тій самій температурі.

Численні експериментальні дані про рівноважні склади рідини і пари для різних розчинів є в довідниках. Для деяких бінарних сумішей дані про рівноважні склади рідини і пари при $P = \text{const}$ наведені в довіднику.

Відповідно до двох можливих способів вираження рушійної сили процесу масопередачі – за газовою фазою ($\Delta y = y^* - y$) чи за рідкою фазою ($\Delta x = x - x^*$) – рівняння масопередачі, аналогічне до рівняння теплопередачі, може бути записане в двох виглядах:

$$M = K_y \Delta y_{\text{ср}} F \quad (101)$$

чи

$$M = K_x \Delta x_{\text{ср}} F. \quad (102)$$

де M – витрата компонента, що переходить з однієї фази в іншу, кмоль/з; F – площа поверхні масопередачі, м^2 , K_y – коефіцієнт масопередачі, віднесений до рушійної сили Δy , вираженої через мольні частки компонента в газовій фазі, кмоль/ $(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ [іноді пишуть $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} (\Delta y = 1)}$ чи $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \frac{\text{кмоль}}{\text{кмоль}}}$];

K_x – коефіцієнт масопередачі, віднесений і рушійна сила Δx , виражена через мольні частки компонента в рідкій фазі, кмоль/ $(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; $\Delta y_{\text{ср}}$ і $\Delta x_{\text{ср}}$ – відповідні середні для всього процесу рушійні сили (див. нижче).

В останніх рівняннях замість мольних витрат і концентрацій можуть бути масові, а замість $\Delta y_{\text{ср}}$ можуть бути $\Delta Y_{\text{ср}}$, $\Delta C_{y \text{ ср}}$ і $\Delta r_{\text{ср}}$; відповідно, замість $\Delta x_{\text{ср}}$ можуть бути $\Delta X_{\text{ср}}$ чи $\Delta C_{x \text{ ср}}$.

За певних припущень (відсутність дифузійного опору при переході компонента через поверхню розподілу фаз, існування рівноваги на цій поверхні, лінійність рівняння рівноваги $y^* = mx$ чи $y^* = mx + b$) виходять наступні залежності між коефіцієнтами масопередачі K_y і K_x і фазовими коефіцієнтами масовіддачі β_y і β_x :

$$K_y = 1 / \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right) \quad (103)$$

$$K_x = 1 / \left(\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \right) \quad (104)$$

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

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

Коли основний дифузійний опір зосереджений у газовій фазі, тобто при $(m/\beta_x) \ll (1/\beta_y)$

$$K_y \approx \beta_y. \quad (105)$$

Коли основний дифузійний опір зосереджений у рідкій фазі, тобто при $[1/(m\beta_y)] \ll (1/\beta_x)$

$$K_x \approx \beta_x. \quad (106)$$

З рівнянь (4.13) і (4.14) випливає, що

$$K_y = K_x / m. \quad (107)$$

Основні дифузійні критерії подібності сталих процесів масовіддачі.

Дифузійний критерій Нуссельта:

$$Nu' = \beta l / D \quad (108)$$

Дифузійний критерій Пеклі:

$$Pe' = \omega l / D \quad (109)$$

Дифузійний критерій Прандтля:

$$Pr' = Pe' / Re = \nu / D \quad (110)$$

Тут β - коефіцієнт масовіддачі, м/с $\left(\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^3} \text{ или } \frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \right)$;

l – характерний лінійний розмір, м; D – коефіцієнт молекулярної дифузії, м²/с; ω – швидкість чи газу рідини, м/с; ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості, м²/с.

Задача до теми.

Приклад 1 У масообмінному апараті, що працює під тиском $p_{\text{абс}} = 3,1$ кгс / см², коефіцієнти масовіддачі мають наступні значення:

$$\beta_y = 1,07 \text{ кмоль} / [\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta y = 1)]; \beta_x = 22 \text{ кмоль} / [\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta x = 1)].$$

Рівноважні склади газової та рідкої фаз характеризуються законом Генрі: $p^* = 0,08 \cdot 10^6 x$. Визначити: а) коефіцієнти масопередачі K_y и K_x ; б) у скільки разів дифузійний опір рідкої фази відрізняється від дифузійного опору газової фази.

Розв'язок. Приведемо рівняння рівноваги до виду $y^* = mx$;

$$y^* = \frac{0,08 \cdot 10^6}{3,1 \cdot 735} x = 35,1x$$

Знаходимо коефіцієнти масопередачі:

$$K_y = 1 / \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right) = 1 / \left(\frac{1}{1,07} + \frac{35,1}{22} \right) = \frac{1}{0,935 + 1,595} = 0,396 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta y = 1)},$$

$$K_x = 1 / \left(\frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \right) = 1 / \left(\frac{1}{35,1 \cdot 1,07} + \frac{1}{22} \right) = \frac{1}{0,0266 + 0,0455} = 13,9 \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{ч} (\Delta x = 1)}.$$

Перевірка $K_x / K_y = 13,9 / 0,396 = 35,1 = m$.

Співвідношення дифузійних опорів рідкої та газової фаз при русійній силі Δy :

$$\frac{m}{\beta_x} \div \frac{1}{\beta_y} = \frac{1,595}{0,935} = 1,71.$$

Таке саме співвідношення буде і при русійній силі Δx .

Дифузійний опір рідкої фази в 1,71 разу більший за опір газової фази.

Контрольні питання

1. Назвіть основні дифузійні критерії подібності сталих процесів масовіддачі.
2. Яким чином можна визначити коефіцієнт масопередачі коли основний дифузійний опір зосереджений у газовій фазі?
3. Яку роль в процесі масопередачі відіграє величина поверхні масопередачі?

Література: [1, 4, 5].

Практичне заняття № 12

Тема. Розрахунок процесу адсорбції

Мета: навчитись на основі теоретичних знань розв'язувати на практиці задачі щодо визначення характеристик технологічного процесу абсорбції.

Короткі теоретичні відомості

Матеріальний баланс абсорбера.

Під час розрахунку абсорбера з нелетким рідким поглиначем масові (чи мольні) витрати поглинача й інертного, нерозчинного в рідині газу будуть постійними по висоті абсорбера. Виражаючи концентрації компонента, що поглинається, у газі й рідині у відносних масових (чи мольних) одиницях, одержимо рівняння матеріального балансу (в масових одиницях) (рис. 5):

$$M = G(\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) = L(\bar{X}_H - \bar{X}_B), \quad (111)$$

де M – витрата компонента, що поглинається, кг/с; G і L – витрати інертного газу і рідкого поглинача, кг/с; \bar{Y}_H і \bar{Y}_B – концентрації компонента, що поглинається, у газі внизу і на вгорі абсорбера, кг/кг інертного газу; X_H і X_B – те ж саме у рідині внизу і вгорі абсорбера, кг/кг рідкого поглинача.

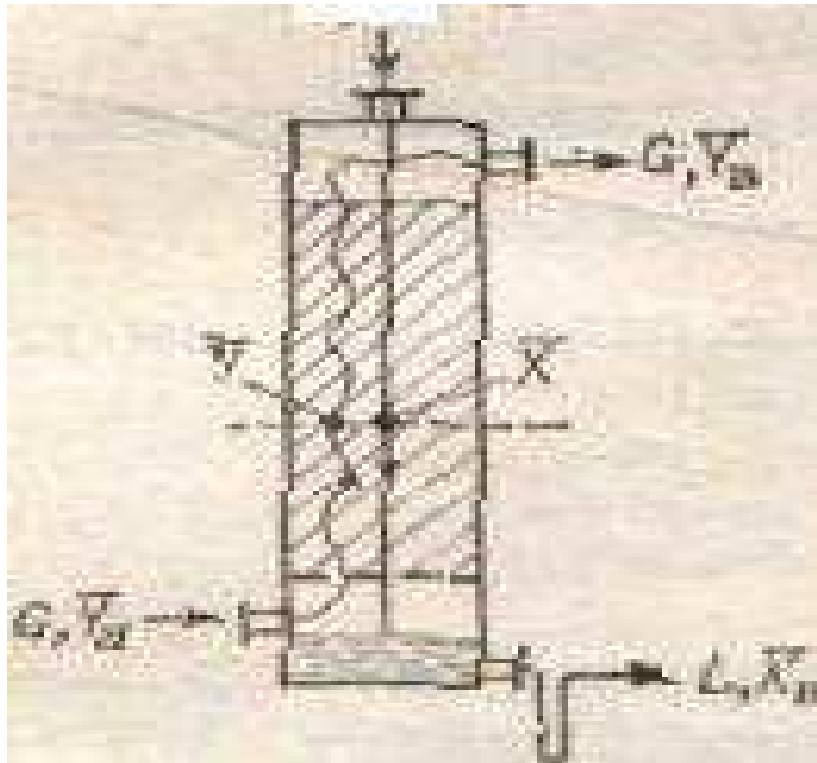


Рис. 5 Схема абсорбера

У координатах $\bar{Y} - \bar{X}$ рівняння (4.21), при постійних G і L , виражає відрізок прямої, що проходить через точки B (\bar{X}_H, \bar{Y}_H) і A (\bar{X}_B, \bar{Y}_B) (рис.11.2).

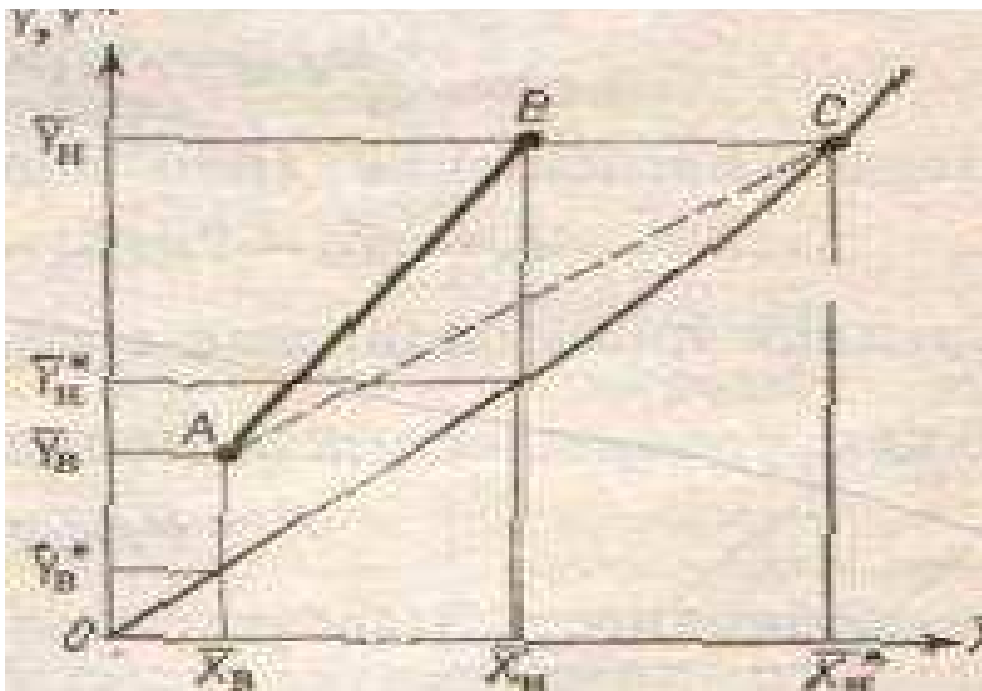


Рис. 6 Робоча і рівноважна лінії абсорбера

AB – робоча лінія при витраті поглинача L; AC - робоча лінія при витраті поглинача $L_{\text{мин}}$; OC — рівноважна лінія $\bar{Y}^* = f(\bar{X})$.

Рівняння цієї прямої – робочої лінії:

$$\bar{Y} = \bar{Y}_H + \frac{L}{G}(\bar{X} - \bar{X}_H) \quad (112)$$

чи

$$\bar{Y} = \bar{Y}_B + \frac{L}{G}(\bar{X} - \bar{X}_B), \quad (113)$$

де \bar{Y} і \bar{X} – змінні по висоті колони концентрації компонента, що поглинається, у контактуючих нерівноважних потоках газу і рідини в даному перерізі абсорбера (див. рис. 6)

Витрата рідкого поглинача:

$$L = \phi L_{\text{мин}}, \quad (114)$$

де $\phi > 1$ – коефіцієнт надлишку поглинача; $L_{\text{мин}}$ – теоретично мінімальна витрата поглинача, обумовлена графічним чи аналітичним шляхом

$$L_{\text{мин}} = M / (\bar{X}_H - \bar{X}_B). \quad (115)$$

Ступенем поглинання (чи витягу) називається величина

$$c_{\text{п}} = (\bar{Y}_H - \bar{Y}_B) / \bar{Y}_H = (Y_H - Y_B) / Y_H. \quad (116)$$

9. Середня рушійна сила в абсорбері з безупинним контактом фаз.

У загальному рівнянні масопередачі

$$F = M / (K_{\bar{Y}} \Delta \bar{Y}_{\text{CP}}), \quad (117)$$

(де F – поверхня масопередачі в абсорбері, м^2 ; M – витрата

компонента, що поглинається, кг/с ; $K_{\bar{Y}}$ — коефіцієнт масопередачі,

$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \frac{\text{кг}}{\text{кгинертногогаза}}$) середня рушійна сила $\Delta \bar{Y}_{\text{CP}}$ визначається в такий

спосіб.

Якщо в межах від \bar{X}_B до \bar{X}_H (див. рис. 4.2) лінія рівноваги пряма, то

$$\Delta\bar{Y}_{CP} = (\Delta\bar{Y}_H - \Delta\bar{Y}_B) / [2,31 \lg(\Delta\bar{Y}_H / \Delta\bar{Y}_B)], \quad (118)$$

де $\Delta\bar{Y}_H$ і $\Delta\bar{Y}_B$ — кінцеві рушійні сили; $\Delta\bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}^*_{H}$ — внизу абсорбера при $\bar{X} = \bar{X}_H$; $\Delta\bar{Y}_B = \bar{Y}_B - \bar{Y}^*_{B}$ — наверху абсорбера при $\bar{X} = \bar{X}_B$.

Коли відношення $\Delta\bar{Y}_H$ і $\Delta\bar{Y}_B$ знаходиться в межах $0,5 \leq (\Delta\bar{Y}_H / \Delta\bar{Y}_B) \leq 2$, середню рушійну силу в абсорбері можна розраховувати за більш простою формулою:

$$\Delta\bar{Y}_{CP} = (\Delta\bar{Y}_H + \Delta\bar{Y}_B) / 2. \quad (119)$$

Визначення діаметра насадочного абсорбера.

Діаметр абсорбційної колони D (у м) розраховують за рівнянням витрати для газового потоку:

$$D = \sqrt{V / (0,785\omega)} \quad (120)$$

де V — витрата газу, що проходить через абсорбер, м³/с; ω — швидкість газу, віднесена до повного поперечного перерізу колони (фіктивна), м/с. Швидкість газу ω знаходять наступним шляхом. Спочатку розраховують фіктивну швидкість газу ω_b у точці захльобування (інверсії) за рівнянням (при $\rho_{ж} \gg \rho_{г}$):

$$\lg = \left(\frac{w_3^2 \sigma \rho_{г} \mu_{ж}^{0,16}}{g V_{CB}^3 \rho_{ж}} \right) = A - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{0,25} \left(\frac{\rho_{г}}{\rho_{ж}} \right)^{0,125}. \quad (121)$$

де σ — питома поверхня насадки, м²/м³; g — прискорення вільного падіння, м/с²; V_{CB} — вільним обсяг насадки, м³/м³; $\rho_{г}$ і $\rho_{ж}$ — щільності газу і рідини, кг/м³; $\mu_{ж}$ — динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, мПа·с; L і G — масові витрати рідини і газу, кг/с; $A = 0,022$ для насадки з кілець спіралей.

Потім визначають робочу швидкість газу ω (фіктивну), беручи для абсорберів, що працюють у плівковому режимі

$$\omega = (0,75 \div 0,9) \omega_b. \quad (122)$$

Визначення висоти насадочного абсорбера через висоту, еквівалентну теоретичній тарілці (ВЕТТ).

Висота шару насадки H_H може бути розрахована за рівнянням:

$$H_H = h_3 n_T, \quad (123)$$

де h_3 – висота, еквівалентна теоретичній тарілці (ВЕТТ) чи теоретичному ступеню (ВЭТС), м (визначається за експериментальними даними); n_T – число теоретичних тарілок (ступенів зміни концентрації).

Число теоретичних тарілок – ступенів зміни концентрації в абсорбері визначають звичайно графічним шляхом (рис. 11.3). На цьому рисунку АВ – робоча лінія, побудована за рівняннями (122) чи (123), ОС – рівноважна лінія.

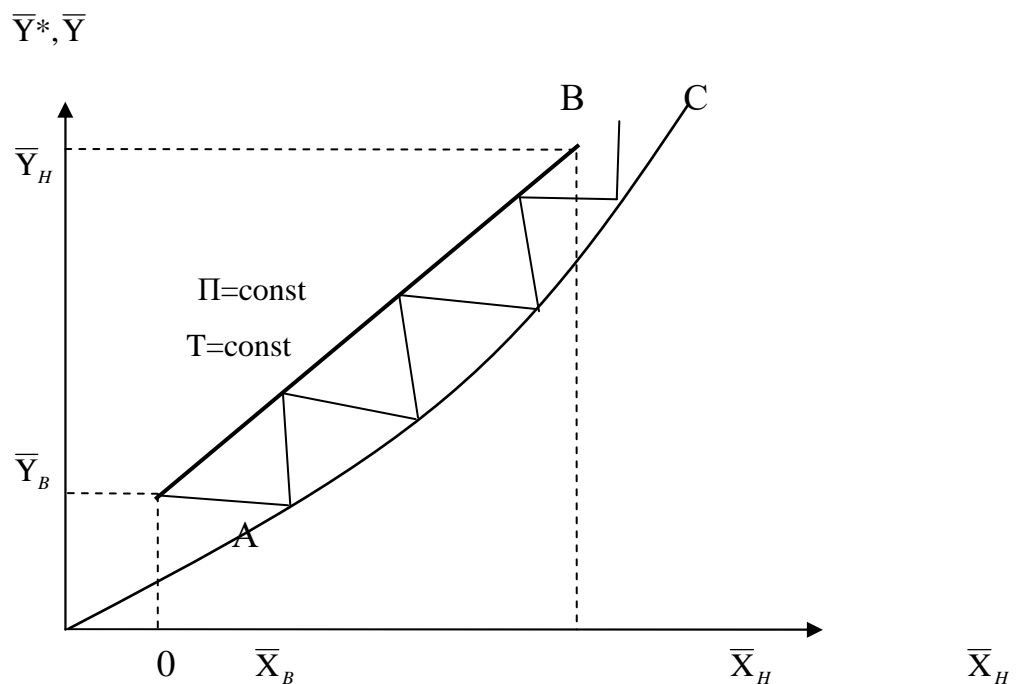


Рис. 11.3 Графічне визначення числа ступенів зміни концентрації (теоретичних тарілок) в абсорбері.

Критеріальні рівняння для розрахунку коефіцієнтів масовіддачі в насадочних абсорберах з неупорядкованою насадкою (навалом) при плівковому режимі.

а) для газової фази:

$$N'u_r = 0,407 \text{Re}_r^{0,655} (\text{Pr}'_r)^{0,33}, \quad (1244)$$

де $Nu_{\Gamma} = \beta_{\Gamma} d_{\Gamma} / D_{\Gamma}$; $Re_{\Gamma} = 4\omega \rho_{\Gamma} / (\sigma \mu_{\Gamma})$; $Pr_{\Gamma} = \mu_{\Gamma} / (\rho_{\Gamma} D_{\Gamma})$; β_{Γ} – коефіцієнт масовіддачі для газу, $\frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с} (\text{кмоль} / \text{м}^3)} = \frac{\text{м}}{\text{с}}$; D_{Γ} – коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, у газі, $\text{м}^2/\text{с}$.

Рівняння (4.34) справедливо при значеннях Re_{Γ} від 10 до 10000.

б) для рідкої фази:

$$Nu'_{\text{ж}} = 0,0021 Re_{\text{ж}}^{0,75} (Pr'_{\text{ж}})^{0,5}, \quad (125)$$

де $Nu'_{\text{ж}} = \beta_{\text{ж}} \delta_{\text{пр}} / D_{\text{ж}}$; $Re_{\text{ж}} = 4L / (S\sigma\psi\mu_{\text{ж}})$; $Pr'_{\text{ж}} = \mu_{\text{ж}} / (\rho_{\text{ж}} D_{\text{ж}})$; $\beta_{\text{ж}}$ – коефіцієнт масовіддачі для рідини, $\text{м}/\text{с}$; $\delta_{\text{пр}} = [\mu_{\text{ж}}^2 / (\rho_{\text{ж}}^2 g)]^{1/3}$ – так звана приведена товщина рідкої плівки, м ; $D_{\text{ж}}$ – коефіцієнт дифузії компонента, що поглинається, у рідині, $\text{м}^2/\text{с}$; L – масова витрата рідини, $\text{кг}/\text{с}$.

Вираз для критерію $Re_{\text{ж}}$ отримано наступним шляхом.

Омиваний рідиною периметр перетину абсорбера знаходимо з рівняння:

$$\Pi = F / H_{\text{н}} = S\sigma\psi. \quad (126)$$

Швидкість плинину плівки рідини через насадку:

$$\omega_{\text{ж.пл}} = L / (\rho_{\text{ж}} \Pi \delta) = L / (\rho_{\text{ж}} S\sigma\psi\delta), \quad (127)$$

де δ – середня товщина плівки, м ; S – площа перетину апарата; ψ – коефіцієнт змоченості насадки.

Еквівалентний діаметр рідкої плівки:

$$d_{\text{пл}} = 4\Pi\delta / \Pi = 4\delta. \quad (128)$$

Підставляючи ці значення у вираз для критерію $Re_{\text{ж}}$, одержуємо:

$$Re_{\text{ж}} = \omega_{\text{ж.пл}} d_{\text{пл}} \rho_{\text{ж}} / \mu_{\text{ж}} = 4L / (S\sigma\psi\mu_{\text{ж}}). \quad (129)$$

Визначення діаметра і висоти тарілчастої абсорбційної колони проводиться так само, як і для тарілчастих ректифікаційних колон. При наближених розрахунках для визначення числа тарілок знаходять графічно число ступенів зміни концентрації (рис. 11.3) і потім число тарілок n за рівнянням

$$n = n_T / \eta, \quad (130)$$

де η – середній к. п. д. тарілок.

Задачі до теми

Приклад 1 При 25 °С приведені в зіткнення: повітря атмосферного тиску, що містить 14 % (про.) ацетилен (C_2H_2), і вода, що містить розчинений ацетилен у кількості:

а) $0,29 \cdot 10^{-3}$ кг на 1кг води; б) $0,153 \cdot 10^{-3}$ кг на 1 кг води. Визначити: 1) з якої фази в яку буде переходити ацетилен; 2) рушійну силу цього процесу переходу в початковий момент часу (у відносних мольних концентраціях). Атмосферний тиск 765 мм рт. ст. Рівноважні концентрації ацетилену в газовій і в рідкій фазах визначаються законом Генрі.

Розв'язок. Закон Генрі [рівняння (4.2)] : $p^* = E x$. За табл. знаходимо, що при $t = 25$ °С коефіцієнт Генрі $E = 1,01 \times 10^6$ мм рт. ст.

Парціальний тиск ацетилену в повітрі за рівняням (4.1):

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

а) Мольна частка ацетилену у воді при

$X = 0,29 \cdot 10^{-3}$ кг ацетилену / кг води (табл. 3.2):

$$x = \bar{X} / \left(\bar{X} + \frac{M_{au}}{M_B} \right) = 0,29 \cdot 10^{-3} / \left(0,29 \cdot 10^{-3} + \frac{26}{18} \right) = 18 \cdot 0,29 \cdot 10^{-3} / 26 = 0,2 \cdot 10^{-3}$$

Відповіді на питання прикладу можуть бути отримані двома шляхами.

I. За умов рівноваги парціальний тиск ацетилену в газовій фазі над рідиною з $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$ за законом Генрі повинен складати:

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

Наявний в дійсності над цією рідиною парціальний тиск ацетилену менше: $p = 107$ мм рт. ст. Щоб у процесі масопередачі система газ-рідина наближалася до стану рівноваги, парціальний тиск ацетилену в газовій фазі повинен збільшуватися, тобто він буде переходити з води в повітря.

Рушійна сила цього процесу переходу (відхилення від стану рівноваги) у початковий момент часу буде дорівнювати: в одиницях парціального тиску ацетилену

$$\Delta p = p^* - p = 202 - 107 = 95 \text{ мм рт. ст.},$$

у мольних частках

$$\Delta y = y^* - y = (202/765) - 0,14 = 0,264 - 0,14 = 0,124,$$

у відносних мольних концентраціях

$$\Delta Y = Y^* - Y = \frac{y^*}{(1-y^*)} - \frac{y}{(1-y)} = \frac{0,264}{(1-0,264)} - \frac{0,14}{(1-0,14)} = 0,359 - 0,163 = 0,196$$

кмоль ацетилену / кмоль повітря

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

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

Мольна частка ацетилену, що є в наявності, у воді більше: $x = 0,2 \cdot 10^{-3}$. Для того, щоб у процесі масопереносу система наближалася до стану рівноваги, мольна частка ацетилену у воді повинна зменшуватися, тобто ацетилен буде переходити з води в повітря. Рушійна сила цього процесу переносу в початковий момент часу (вважаючи її за концентрацією в рідкій фазі):

у мольних частках

$$\Delta x = x - x^* = 0,2 \cdot 10^{-3} - 0,106 \cdot 10^{-3} = 0,094 \cdot 10^{-3},$$

у відносних мольних концентраціях

$$\Delta X = X - X^* = \frac{x}{1-x} - \frac{x^*}{1-x^*}.$$

Тому що в даному прикладі x і x^* набагато менші за одиницю, то в знаменниках останнього рівняння ними можна знехтувати і

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

б) Мольна частка ацетилену у воді:

$$x \approx 18 \cdot 0,153 \cdot 10^{-3} / 26 = 0,106 \cdot 10^{-3}.$$

Переносу ацетилену з однієї фази в іншу не буде, тому що фази перебувають в рівновазі: $x = x^* = 0,106 \cdot 10^{-3}$; $y = y^* = 0,14$.

Контрольні питання

1. Назвіть основні залежності для розрахунку рушійної сили процесу масопереносу речовини.

2. Яким чином можна визначити коефіцієнт масопередачі в процесі абсорбції?

3. Як визначити, що масообмін на система наближається до стану рівноваги?

Література: [1, 3, 4, 6].

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учебное пособие для вузов / Под ред. П.Г. Романкова. – 10-е изд., перераб. доп. – Л.: Химия, 1977. – 576 с.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – 8-е изд., перераб. – М. : Химия, 1971. – 784 с.
3. Романков П.Г., Курочкина М.И. Примеры и задачи по курсу «Процессы и аппараты химической промышленности». – Л. : Химия, 1984. - 232 с.
4. Димо Б.В. Практикум з тепломасообміну. Навчальний посібник. Миколаїв: УДМТУ, 2003. – 136 с.
5. Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник для вузов – 2-е изд. в 2-х книгах. – М. : Химия, 1995. – 400 с.
6. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Учебник для вузов – М. : Химия, 1981. – 812 с.

Методичні вказівки щодо практичних занять з навчальної дисципліни «Процеси, апарати та устаткування виробництв галузі», модуль 1. Процеси і апарати біотехнологічних виробництв для студентів денної форми навчання з напряму підготовки 6.051401 – „Біотехнологія ”

Укладачі к. х. н., доц. О. В. Новохатько

к. х. н., доц. Т. Ф. Козловська

к. т. н., доц. А.І. Святенко

Відповідальний за випуск в.о. зав. кафедри біотехнологія та здоров'я людини
доц. О. В. Новохатько

Підп. до др. _____ Формат 60x84 1/16. Папір тип. Друк ризографія.

Ум. друк. арк. _____. Наклад ____ прим. Зам. № _____.

Безкоштовно.

Видавничий відділ

КрНУ імені Михайла Остроградського

вул. Першотравнева, 20, м. Кременчук, 39614