

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»



ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ І МАШИНИ
ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ.
Практикум з навчальної дисципліни

Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського як навчальний посібник для підготовки бакалаврів, які навчаються за спеціальністю 133 – «Галузеве машинобудування», спеціалізація «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання виробництв полімерних і будівельних матеріалів та виробів» та за спеціальністю 131 – «Прикладна механіка», спеціалізація «Машини і технології пакування»

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2018

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

«Гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології. Практикум з навчальної дисципліни» [Електронний ресурс] : навч. посіб. для підготовки бакалаврів, які навчаються за спеціальністю 133 – «Галузеве машинобудування», спеціалізація – «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання виробництв полімерних і будівельних матеріалів та виробів» та за спеціальністю 131 – «Прикладна механіка», спеціалізація «Машини і технології пакування» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: І. О. Мікульонок, І. О. Казак. – Електронні текстові дані (1 файл: 2,346 Мбайт). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. – 73 с.

Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № 3 від 22.11.2018 р.) за поданням Вченої ради інженерно-хімічного факультету (протокол № 9 від 30.10.2018 р.)

Електронне мережне навчальне видання

**ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ.
Практикум з навчальної дисципліни**

Укладачі:	<i>Мікульонок Ігор Олегович, д-р техн. наук, проф., с.н.с. Казак Ірина Олександрівна, канд. пед. наук</i>
Відповідальний редактор	<i>Сідоров Д.Е., канд. техн. наук, доц.</i>
Рецензент:	<i>Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доц.</i>

Призначення посібника – закріпити та поглибити теоретичний програмний матеріал, здобути навички розрахунків гідромеханічних процесів, апаратів і машин хімічної технології. Особливістю посібника є систематизація теоретичного навчального матеріалу з метою підвищення рівня засвоєння навчального матеріалу, набуття навичок з розрахунків гідромеханічних процесів, апаратів і машин хімічної технології та їх аналізу, розвиток наукового мислення студентів.

Посібник містить описи одинадцяти практичних робіт за трьома підрозділами. Для якісного виконання самоконтролю студентів з вивчення теоретичного і практичного навчального матеріалу запропоновані питання до представлених практичних робіт за теоретичними підрозділами. У кінці посібника наведено список рекомендованих навчально-методичних матеріалів.

© І. О. Мікульонок, І. О. Казак, 2018
© КПІ ім. Ігоря Сікорського (ІХФ), 2018

ВСТУП

Під час виконання завдань з практикуму з дисципліни «Процеси, апарати і машини галузі» студент повинен виявити здібність до самостійного вирішення питання проектування обладнання, а також знання новітніх здобутків науки та техніки і вміти практично оцінити можливість оригінальних технічних та конструктивних рішень.

Дисципліна «Процеси, апарати і машини галузі» викладається для підготовки бакалаврів, які навчаються за спеціальністю 133 – «Галузеве машинобудування», спеціалізація – «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання виробництв полімерних і будівельних матеріалів та виробів» та за спеціальністю 131 – «Прикладна механіка», спеціалізація «Машини і технології пакування» на 3-му і 4-му курсах протягом 6, 7 і 8-го навчальних семестрів і відноситься до циклу дисциплін професійної та практичної підготовки.

У дисципліні «Процеси, апарати і машини галузі» вивчається теорія основних процесів, принципи побудови та методи розрахунків машин та апаратів, які використовуються для проведення цих процесів. Аналіз закономірностей проходження основних процесів та розробка узагальнених методів розрахунків апаратів та машин проводиться на основі фундаментальних, законів фізики, хімії (фізичної та органічної), термодинаміки, економіки та інших наук.

Ця інженерна дисципліна є важливим розділом теоретичних основ хімічної технології. У той же час, це складова частина комплексу дисциплін, які висвітлюють різні аспекти хімічної технології як науки, і її закономірності можуть бути використані під час розробки найбільш ефективних з техніко-економічної точки зору процесів різноманітних хімічних машин та апаратів.

Метою навчального посібника «Гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології. Практикум з навчальної дисципліни» є закріплення та поглиблення студентами теоретичного програмного матеріалу, набуття ними навичок розрахунків гідромеханічних процесів, апаратів і машин хімічної технології та підготовка фахівця, який має *компетенцію*: здатність робити обґрунтований вибір обладнання для реалізації гідромеханічних процесів та виконувати їх параметричні розрахунки

Завданнями навчального посібника «Гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології. Практикум з навчальної дисципліни» є формування в майбутнього фахівця такої системи:

знань: процесів та обладнання для розділення рідких і газових неоднорідних систем, перемішування рідких середовищ та псевдозрідження сипких матеріалів;

умінь: користуючись відповідними методиками та довідковими даними, здійснювати параметричні розрахунки обладнання для розділення рідких і газових неоднорідних систем, перемішування рідких середовищ та псевдозрідження сипких матеріалів.

Основні етапи виконання кожного практичного завдання – вивчення й закріплення теорії, методики розрахунку гідромеханічних процесів, апаратів і машин хімічної технології, розв’язок прикладу за запропонованою методикою та виконання індивідуального завдання за варіантом, який видається викладачем.

Для самоконтролю студентів запропоновані контрольні питання за вивченим матеріалом.

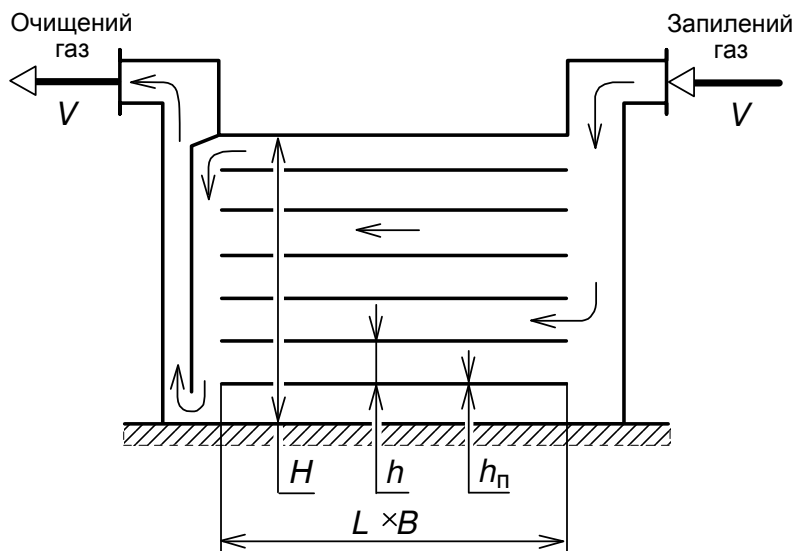
1. РОЗДІЛЕННЯ РІДКИХ І ГАЗОВИХ НЕОДНОРІДНИХ СИСТЕМ

1.1. Розділення осадженням під дією сили тяжіння

Осадження під дією сили тяжіння (гравітаційне осадження, відстоювання) застосовують для розділення газових і рідких неоднорідних систем, наприклад, пилу, емульсій, суспензій.

При розділенні газових неоднорідних систем широко розповсюджені пилоуловлювачі – апарати для очищення газу від завислих частинок. Найбільш простими серед пилоуловлювачів є гравітаційні, тобто сухі механічні пилоуловлювачі, в яких відділення завислих частинок від газового потоку здійснюється під дією сили тяжіння.

1.1.1. Розрахунок пилоосаджувальної камери



Багатополічна пилоосаджувальна камера (рис. 1.1) використовується для начорного очищення гарячих пічних газів від твердих продуктів повного й неповного згоряння палива. Розміри уловлюваних частинок 5–20 000 мкм, ступінь очищення 40–70 %.

При розрахунку камери задаються мінімальним розміром осаджуваних частинок d_{min} , припускаючи, що більші частинки гарантовано осаджуються.

Рис. 1.1. Схема багатополічної пилоосаджувальної камери

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору камери.

Позначення вихідних величин

V^0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, м³/год;

t – температура газу, °С;

ρ_r – густина газу, кг/м³;

ν_r – кінематична в'язкість газу, м²/с;

d_{min} – найменший розмір уловлюваних частинок, м;

ρ_T – густина матеріалу частинок, кг/м³;
 Ψ_T – коефіцієнт форми частинок.

Порядок розрахунку

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_G}{\rho_G} \right),$$

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

2. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі сили тяжіння

$$\begin{aligned} Re_0 &= 0,056 Ar, & \text{коли} & \quad Ar \leq 36; \\ Re_0 &= 0,152 Ar^{0,714}, & \text{коли} & \quad 36 < Ar \leq 84\,000; \\ Re_0 &= 1,740 Ar^{0,5}, & \text{коли} & \quad Ar > 84\,000. \end{aligned}$$

3. Швидкість осадження частинок кулястої форми, м/с

$$w_0 = Re_0 \nu_G / d_{\min}.$$

4. Швидкість вільного осадження частинок, які мають коефіцієнт форми Ψ_T , м/с

$$w_{oc} = \Psi_T w_0.$$

5. Об'ємна витрата газу за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

6. Поверхня осадження (загальна поверхня полиць), м²

$$F_0 = V / w_{oc}.$$

7. Розмірами полиць задаються. Ширина полиці B обирається з інтервалу 1,5...3,0 м; довжина L – з інтервалу 2...3 м; товщина $h_{\text{п}}$ – з інтервалу 10...16 мм.

8. Розрахункова кількість полиць у камері:

$$n' = \frac{F_0}{LB},$$

Дійсною кількістю полиць n є найближче ціле, яке більше, ніж n' .

9. Максимально допустима швидкість газу, при якій завислі частинки не виносяться з камери, м/с

$$w_{\max} = 3,6 \sqrt{d_{\min} (\rho_T - \rho_G) / \rho_G}.$$

10. Робоча швидкість газу між полицями w береться рівною $(0,2...0,3) w_{\max}$, м/с

11. Час перебування газу в міжполичному просторі, с

$$\tau = L/w.$$

12. Відстань між полицями, м

$$h = \tau w_{oc}.$$

13. Висота поличної частини камери, м

$$H = n(h + h_{п}).$$

14. Еквівалентний діаметр каналу прямокутного перерізу міжполичного простору, м

$$d_e = 2h, \quad \text{коли} \quad h/B \leq 0,1;$$
$$d_e = 2hB/(h + B), \quad \text{коли} \quad h/B > 0,1.$$

15. Критерій Рейнольдса для потоку газу в міжполичному просторі

$$Re = wd_e/\nu_{г}.$$

16. Коефіцієнт форми для прямокутного каналу

$$\psi_k = 1,5, \quad \text{коли} \quad h/B < 0,1;$$
$$\psi_k = 0,83(h/B)^2 - 1,39(h/B) + 1,46, \quad \text{коли} \quad h/B \geq 0,1.$$

17. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\lambda = \frac{64\psi_k}{Re}, \quad \text{коли} \quad Re \leq 2300;$$
$$\lambda = \frac{0,3164\psi_k}{Re^{0,75}}, \quad \text{коли} \quad Re > 2300.$$

18. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів

$$\Sigma\zeta = \zeta_{вх} + \zeta_{pp} + 4\zeta_{90^\circ} + \zeta_{180^\circ} + \zeta_{pz} + \zeta_{вих},$$

де $\zeta_{вх} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{pp} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{180^\circ} = 1,5$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 180° ; $\zeta_{pz} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{вих} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарату.

19. Гідравлічний опір пилоосаджувальної камери, Па

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \Sigma\zeta \right) \frac{\rho_{г} w^2}{2}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри та гідравлічний опір багатополічної пилоосаджувальної камери, призначеної для очищення V^0 газу від завислих твердих частинок. Мінімальний розмір уловлюваних частинок d_{\min} , коефіцієнт їх форми ψ_T , густина матеріалу частинок ρ_T . Температура газу t , густина ρ_r , кінематична в'язкість ν_r (табл. 1.1).

Таблиця 1.1. Вихідні дані для розрахунку багатополічної пилоосаджувальної камери

Варіант	V^0 , м ³ /год	t , °С	ρ_r , кг/м ³	$\nu_r \cdot 10^6$, м ² /с	Варіант	ρ_T , кг/м ³	d_{\min} , мм	ψ_T
1	3000	300	0,617	45,81	1	2500	0,008	0,77
2	3250	400	0,525	60,38	2	3190	0,020	0,66
3	3500	500	0,457	76,30	3	2600	0,010	0,58
4	3750	600	0,405	93,61	4	2400	0,016	0,51
5	4000	550	0,431	84,96	5	2200	0,015	0,46
6	4250	450	0,491	68,34	6	2650	0,011	0,70
7	4500	350	0,571	53,10	7	2100	0,014	0,48
8	4750	250	0,683	39,31	8	1300	0,012	0,73
9	5000	150	0,849	27,17	9	1500	0,018	0,50
0	5250	100	0,950	21,54	0	2900	0,009	0,65

Приклад розрахунку пилоосаджувальної камери

Визначити основні розміри та гідравлічний опір багатополічної пилоосаджувальної камери, призначеної для очищення $V^0 = 5250$ м³/год газу від завислих твердих частинок. Мінімальний розмір уловлюваних частинок $d_{\min} = 0,009$ мм, коефіцієнт їх форми $\psi_T = 0,65$, густина матеріалу частинок $\rho_T = 2900$ кг/м³. Температура газу $t = 100$ °С, густина $\rho_r = 0,95$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_r = 21,54 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

Розрахунок

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_r^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_r}{\rho_r} \right) = \frac{9,81 \cdot (9 \cdot 10^{-6})^3}{(21,54 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2900 - 0,95}{0,95} \right) = 0,047,$$

де $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі сили тяжіння

$$Ar \leq 36, \text{ тоді } Re_0 = 0,056Ar = 0,056 \cdot 0,047 = 0,00263.$$

3. Швидкість осадження частинок кулястої форми

$$w_0 = Re_0 \nu_r / d_{\min} = 0,00263 \cdot 21,54 \cdot 10^{-6} / 9 \cdot 10^{-6} = 0,0063 \text{ м/с.}$$

4. Швидкість вільного осадження частинок, які мають коефіцієнт форми

Ψ_T

$$w_{oc} = \Psi_T w_0 = 0,65 \cdot 0,0063 = 0,0041 \text{ м/с.}$$

5. Об'ємна витрата газу за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{5250}{3600} \left(\frac{100 + 273}{273} \right) = 1,99 \text{ м}^3/\text{с.}$$

6. Поверхня осадження (загальна поверхня полиць)

$$F_0 = V / w_{oc} = 1,99 / 0,0041 = 486 \text{ м}^2.$$

7. Задаємося розмірами полиць:

– ширина полиці $B = 1,5 \dots 3,0 \text{ м,}$

$$B = 2,5 \text{ м;}$$

– довжина полиці $L = 2 \dots 3 \text{ м,}$

$$L = 2,5 \text{ м;}$$

– товщина полиці $h_{\text{п}} = 10 \dots 16 \text{ мм,}$

$$h_{\text{п}} = 12 \text{ мм.}$$

8. Кількість полиць у камері з округленням до найближчого більшого ціло-

го

$$n = \varepsilon \left(\frac{F_0}{LB} + 0,5 \right) = \left(\frac{486}{2,5 \cdot 2,5} + 0,5 \right) = 78,$$

де ε – функція округлення дробового числа до цілого.

9. Максимально допустима швидкість газу, при якій завислі частинки не виносяться з камери

$$w_{\max} = 3,6 \sqrt{d_{\min} (\rho_T - \rho_r) / \rho_r} = 3,6 \cdot \sqrt{9 \cdot 10^{-6} \cdot (2900 - 0,95) / 0,95} = 0,597 \text{ м/с.}$$

10. Робоча швидкість газу між полицями

$$w = (0,2 \dots 0,3) w_{\max} = (0,2 \dots 0,3) \cdot 0,597 = 0,119 \dots 0,179 \text{ м/с;}$$

Остаточно вибираємо $w = 0,15$ м/с.

11. Час перебування газу в міжполичному просторі

$$\tau = L/w = 2,5/0,149 = 16,76 \text{ с.}$$

12. Відстань між полицями

$$h = \tau w_{\text{oc}} = 16,76 \cdot 0,0041 = 0,0687 \text{ м.}$$

13. Висота поличної частини камери

$$H = n(h + h_{\text{п}}) = 78 \cdot (0,0687 + 0,012) = 6,3 \text{ м.}$$

14. Еквівалентний діаметр каналу прямокутного перерізу міжполичного простору

$$h/B = 0,0687/2,5 = 0,0275 \leq 0,1, \text{ тоді } d_e = 2h = 2 \cdot 0,0687 = 0,137 \text{ м.}$$

15. Критерій Рейнольдса для потоку газу в міжполичному просторі

$$\text{Re} = w d_e / \nu_{\text{r}} = 0,149 \cdot 0,137 / 21,54 \cdot 10^{-6} = 951.$$

16. Коефіцієнт форми для прямокутного каналу

$$h/B = 0,0687/2,5 = 0,0275 < 0,1, \text{ тоді } \psi_{\text{к}} = 1,5.$$

17. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\text{Re} \leq 2300, \text{ тоді } \lambda = \frac{64\psi_{\text{к}}}{\text{Re}} = \frac{64 \cdot 1,5}{951} = 0,101.$$

18. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів

$$\Sigma \zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{рр}} + 4\zeta_{90^\circ} + \zeta_{180^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{вих}} = 0,5 + 1 + 1 \cdot 4 + 1,5 + 1 + 1 = 9,$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат;
 $\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку;

$\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ;

$\zeta_{180^\circ} = 1,5$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 180° ;

$\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку;

$\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарату.

19. Гідрравлічний опір пилоосаджувальної камери

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{L}{d_e} + \Sigma \zeta \right) \frac{\rho_{\text{r}} w^2}{2} = \left(0,101 \cdot \frac{2,5}{0,137} + 9 \right) \frac{0,95 \cdot 0,149^2}{2} = 0,114 \text{ Па.}$$

Висновок

Основні параметри пилоосаджувальної камери:

- ширина полиць – 2,5 м;
- довжина полиць – 2,5 м;
- товщина полиць – 12 мм;
- відстань між полицями – 0,0687 м;
- висота поличної частини камери – 6,3 м;
- загальна поверхня полиць – 486 м²;
- загальна кількість полиць – 78;
- гідравлічний опір багатополичної гідравлічної камери – 0,114 Па.

1.1.2. Розрахунок гравітаційних гребкових відстійників

У **гравітаційних відстійниках** виділення дисперсної фази з дисперсійного середовища здійснюється під дією сили тяжіння. Такі відстійники дуже прості за конструкцією, але мають невелику ефективність і продуктивність, тому вони звичайно використовуються переважно для попереднього розділення грубих суспензій.

Найбільшого поширення набули відстійники безперервної дії, в яких злив освітленої рідини та видалення осаду виділеної твердої фази відбувається безперервно.

Широко використовуються одноярусні гребкові відстійники, які представляють собою невисокі циліндричні резервуари із злегка конічним днищем (рис. 1.2). Освітлена рідина відбирається з кільцевого жолобу у верхній частині резервуара, а згущена суспензія гребками переміщується до центрального розвантажувального патрубку, через який відкачується насосом. Під час роботи відстійника по його висоті утворюються три різні за структурою середовища зони: перша висотою h_1 – зона освітленої рідини, друга висотою h_2 – зона згущення суспензії і третя висотою h_3 – зона розташування лопатей гребка. Діаметр відстійника коливається від 1,8 до 30,0 м.

У даному відстійнику можна також здійснювати й періодичне відстоювання.

Мета розрахунку – визначення основних розмірів гравітаційних гребкових відстійників безперервної й періодичної дії та їх продуктивності за потоками.

Позначення вихідних величин

d_{min} – найменший розмір уловлюваних частинок дисперсної фази, м;

G – маса вихідної суспензії, кг;

$G_{год}$ – масова витрата вихідної суспензії, кг/год;

n – середнє розведення дисперсної фази в зоні згущення відстійника, (кг рідини)/(кг твердої фази);

- \bar{x}_k – масова частка дисперсної фази у згущеній суспензії;
- \bar{x}_n – масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії;
- ρ_p – густина дисперсійного середовища, кг/м^3 ;
- ν_p – кінематична в'язкість дисперсійного середовища, $\text{м}^2/\text{с}$;
- ψ_T – коефіцієнт форми частинок дисперсної фази;
- ρ_T – густина матеріалу частинок дисперсної фази, кг/м^3 .

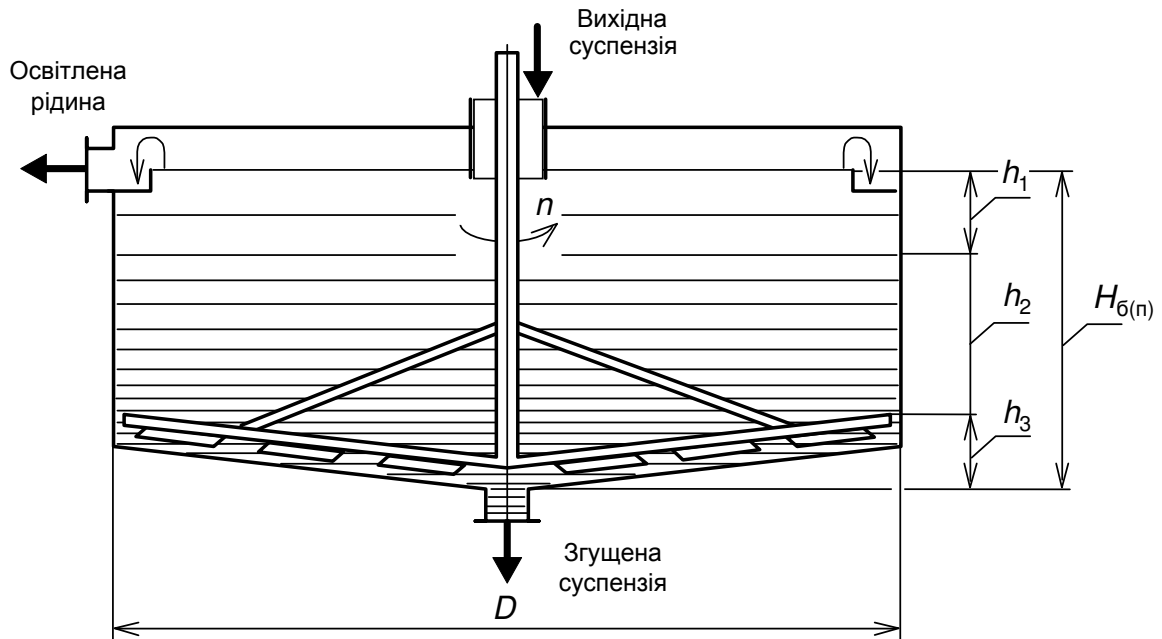


Рис. 1.2. Схема гравітаційного гребкового рідинного відстійника безперервної дії

Порядок розрахунку відстійника безперервної дії

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_p^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_p}{\rho_p} \right),$$

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

2. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі сили тяжіння

$$Re_0 = 0,056 Ar, \quad \text{коли} \quad Ar \leq 36;$$

$$Re_0 = 0,152 Ar^{0,714}, \quad \text{коли} \quad 36 < Ar \leq 84\,000;$$

$$Re_0 = 1,740 Ar^{0,5}, \quad \text{коли} \quad Ar > 84\,000.$$

3. Швидкість осадження частинок кулястої форми, м/с

$$w_0 = Re_0 \nu_p / d_{\min}.$$

4. Швидкість вільного осадження частинок, які мають коефіцієнт форми Ψ_T , м/с

$$w_{oc} = \Psi_T w_0.$$

5. Об'ємна частка твердої фази у вихідній суспензії, (m^3 твердої фази)/(m^3 суспензії)

$$\tilde{x}_n = \frac{\bar{x}_n \rho_p}{\bar{x}_n \rho_p + (1 - \bar{x}_n) \rho_T}.$$

6. Швидкість стисненого осадження заданих частинок, м/с

$$w_c = w_{oc} \left(-4,5 \tilde{x}_n + \sqrt{20,25 \tilde{x}_n^2 + (1 - \tilde{x}_n)^3} \right).$$

7. Масова витрата дисперсійного середовища, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник, кг/год

$$G_p = G_{год} (1 - \bar{x}_n).$$

8. Масова витрата дисперсної фази, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник, кг/год

$$G_T = G_{год} - G_p.$$

9. Об'ємна витрата дисперсійного середовища, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник, m^3 /год

$$V_p = G_p / \rho_p.$$

10. Відносна масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії, (кг твердої фази)/(кг рідини)

$$\bar{X}_n = \bar{x}_n / (1 - \bar{x}_n).$$

11. Відносна масова частка дисперсної фази у згущеній суспензії, (кг твердої фази)/(кг рідини)

$$\bar{X}_k = \bar{x}_k / (1 - \bar{x}_k).$$

12. Площа відстійника, m^2

$$F_0 = \frac{V_p}{3600 w_c} \frac{\bar{X}_k - \bar{X}_n}{\bar{X}_k}.$$

13. Розрахунковий діаметр відстійника, м

$$D' = \sqrt{4 F_0 / \pi}.$$

Виконавчий діаметр відстійника D вибирається округленням D' до найближчого з ряду, м: 1,8; 3,6; 6,0; 9,0; 12,0; 15,0; 18,0; 24,0; 30,0.

14. Маса дисперсної фази, що осаджується за одну годину на 1 м^2 поверхні осадження, (кг твердої фази)/($\text{м}^3 \cdot \text{год}$)

$$g_{\text{T}} = \frac{4G_{\text{T}}}{\pi D^2}.$$

15. Відносна густина суспензії в зоні згущення, (кг суспензії)/(кг рідини)

$$\beta = \frac{\rho_{\text{T}}(n+1)}{\rho_{\text{P}} \left(n \frac{\rho_{\text{T}}}{\rho_{\text{P}}} + 1 \right)}.$$

16. Масова частка твердої фази в суспензії в зоні згущення, (кг твердої фази)/(кг суспензії)

$$\bar{x}_{\text{зс}} = 1/(1+n).$$

17. Масова концентрація твердої фази в згущеній суспензії, (кг твердої фази)/(м^3 суспензії)

$$\bar{c}_{\text{зс}} = \beta \rho_{\text{P}} \bar{x}_{\text{зс}}.$$

18. Висота зони вільного осадження (освітленої рідини) h_1 обирається з інтервалу 0,45–0,75 м.

19. Висота зони згущення, м

$$h_2 = g_{\text{T}} / \bar{c}_{\text{зс}}.$$

20. Висота зони розташування гребка h_3 береться рівною $0,073D$.

21. Загальна висота безперервного відстійника, м

$$H_{\text{Г}} = h_1 + h_2 + h_3.$$

Порядок розрахунку відстійника періодичної дії

Пункти 1–13 наведеної вище методики розрахунку відстійника безперервної дії справедливі і для розрахунку відстійника періодичної дії (при цьому замість однієї години слід підставляти час поділу вихідної суспензії).

14. Густина вихідної суспензії, $\text{кг}/\text{м}^3$

$$\rho_{\text{с}} = \frac{\rho_{\text{T}} \rho_{\text{P}}}{\bar{x}_{\text{П}} \rho_{\text{P}} + (1 - \bar{x}_{\text{П}}) \rho_{\text{T}}}.$$

15. Об'єм вихідної суспензії, м³

$$V = G/\rho_c .$$

16. Висота відстійника періодичної дії, м

$$H_{\text{п}} = \frac{4V}{\pi D^2} .$$

17. Час розділення вихідної суспензії, год

$$\tau_0 = \frac{H_{\text{п}}}{3600w_c} .$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри гравітаційного гребкового рідинного відстійника безперервної дії для розділення $G_{\text{год}}$ вихідної суспензії та відстійника періодичної дії для розділення G вихідної суспензії. Густина дисперсійного середовища ρ_p , кінематична в'язкість ν_p . Густина матеріалу твердої дисперсної фази ρ_t , мінімальний розмір осаджуваних частинок d_{min} , коефіцієнт форми ψ_t . Масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії $\bar{x}_{\text{п}}$, у згущеній суспензії $\bar{x}_{\text{к}}$, середнє розведення твердої фази в зоні згущення відстійника n . Порівняти висоту і продуктивність відстійників безперервної й періодичної дії. (табл. 1.2).

Таблиця 1.2. Вихідні дані для розрахунку гравітаційного гребкового відстійника

Варіант	$G_{\text{год}}$, т/ГОД	G , т	ρ_p , кг/м ³	$\nu_p \cdot 10^6$, м ² /с	$\bar{x}_{\text{п}}$	Варіант	ρ_t , кг/м ³	d_{min} , мм	ψ_t	$\bar{x}_{\text{к}}$	n , кг/кг
1	10	10	1000	1,79	0,05	1	2600	0,020	0,58	0,20	2,0
2	98	98	1000	1,57	0,10	2	2800	0,025	0,66	0,22	2,2
3	20	20	1000	1,31	0,055	3	3000	0,030	0,77	0,24	2,4
4	90	90	998	1,13	0,095	4	2100	0,033	0,70	0,26	2,6
5	30	30	998	1,01	0,06	5	2400	0,040	0,51	0,28	2,8
6	80	80	996	0,81	0,09	6	2300	0,035	0,46	0,30	3,0
7	40	40	997	0,91	0,065	7	2200	0,045	0,65	0,32	3,2
8	70	70	995	0,77	0,085	8	3200	0,043	0,50	0,34	3,4
9	50	50	994	0,69	0,07	9	3400	0,050	0,73	0,36	3,6
0	60	60	992	0,66	0,08	0	2700	0,048	0,48	0,38	3,8

Приклад розрахунку гравітаційних гребкових відстійників

Визначити основні розміри гравітаційного гребкового рідинного відстійника безперервної дії для розділення $G_{\text{год}} = 60$ т/год вихідної суспензії та відстійника періодичної дії для розділення $G = 60$ т/год вихідної суспензії. Густина дисперсійного середовища $\rho_p = 992$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_p = 0,66 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Густина матеріалу твердої дисперсної фази $\rho_t = 2700$ кг/м³, мінімальний розмір осаджуваних частинок $d_{\min} = 0,048$ мм, коефіцієнт форми $\psi_t = 0,48$. Масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії $\bar{x}_n = 0,08$, у згущеній суспензії $\bar{x}_k = 0,38$, середнє розведення твердої фази в зоні згущення відстійника $n = 3,8$ кг/кг. Порівняти висоту і продуктивність відстійників безперервної і періодичної дії.

Розрахунок відстійника періодичної дії

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_p^2} \left(\frac{\rho_t - \rho_p}{\rho_p} \right) = \frac{9,81 \cdot (0,048 \cdot 10^{-3})^3}{(0,66 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2700 - 992}{992} \right) = 4,3,$$

де $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі сили тяжіння

$$Ar = 4,3 \leq 36, \text{ тоді } Re_0 = 0,056Ar = 0,056 \cdot 4,3 = 0,24;$$

3. Швидкість осадження частинок кулястої форми

$$w_0 = Re_0 \nu_p / d_{\min} = 0,24 \cdot 0,66 \cdot 10^{-6} / 0,048 \cdot 10^{-3} = 0,0033 \text{ м/с.}$$

4. Швидкість вільного осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_t

$$w_{oc} = \psi_t w_0 = 0,48 \cdot 0,0033 = 0,0016 \text{ м/с.}$$

5. Об'ємна частка твердої фази у вихідній суспензії

$$\tilde{x}_n = \frac{\bar{x}_n \rho_p}{\bar{x}_n \rho_p + (1 - \bar{x}_n) \rho_t} = \frac{0,08 \cdot 992}{0,08 \cdot 992 + (1 - 0,08) \cdot 2700} = 0,031 \text{ (м}^3 \text{ твердої фази)/(м}^3 \text{ суспензії).}$$

6. Швидкість стисненого осадження заданих частинок

$$w_c = w_{oc} \left(-4,5 \tilde{x}_n + \sqrt{20,25 \tilde{x}_n^2 + (1 - \tilde{x}_n)^3} \right) = 0,0016 \left(-4,5 \cdot 0,031 + \sqrt{20,25 \cdot 0,031^2 + (1 - 0,031)^3} \right) = 0,0013 \text{ м/с.}$$

7. Масова витрата дисперсійного середовища, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник

$$G_p = G_{\text{год}}(1 - \bar{x}_n) = 60000 \cdot (1 - 0,08) = 55200 \text{ кг/год.}$$

8. Масова витрата дисперсної фази, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник

$$G_T = G_{\text{год}} - G_p = 60000 - 55200 = 4800 \text{ кг/год.}$$

9. Об'ємна витрата дисперсійного середовища, що надходить у складі вихідної суспензії у відстійник

$$V_p = G_p / \rho_p = 55200 / 992 = 55,7 \text{ м}^3 / \text{год.}$$

10. Відносна масова частка дисперсної фази у вихідній суспензії

$$\bar{X}_n = \bar{x}_n / (1 - \bar{x}_n) = 0,08 / (1 - 0,08) = 0,087 \text{ (кг твердої фази)/(кг рідини).}$$

11. Відносна масова частка дисперсної фази у згущеній суспензії,

$$\bar{X}_k = \bar{x}_k / (1 - \bar{x}_k) = 0,38 / (1 - 0,38) = 0,613 \text{ (кг твердої фази)/(кг рідини).}$$

12. Площа відстійника

$$F_0 = \frac{V_p}{3600 w_c} \frac{\bar{X}_k - \bar{X}_n}{\bar{X}_k} = \frac{55,7}{3600 \cdot 0,0013} \frac{0,613 - 0,087}{0,613} = 10 \text{ м}^2.$$

13. Розрахунковий діаметр відстійника

$$D' = \sqrt{4F_0 / \pi} = \sqrt{4 \cdot 10 / 3,14} = 3,6 \text{ м.}$$

Виконавчий діаметр відстійника $D = 3,6 \text{ м.}$

14. Маса дисперсної фази, що осаджується за одну годину на 1 м^2 поверхні осадження

$$g_T = \frac{4G_T}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 60000}{3,14 \cdot 3,6^2} = 5900 \text{ (кг твердої фази)/(м}^3 \cdot \text{год).}$$

15. Відносна густина суспензії в зоні згущення

$$\beta = \frac{\rho_T (n+1)}{\rho_p} = \frac{2700}{992} (3,8+1) = 1,51 \text{ (кг суспензії)/(кг рідини).}$$
$$\frac{n \rho_T + 1}{\rho_p} = \frac{3,8 \cdot \frac{2700}{992} + 1}{992}$$

16. Масова частка твердої фази в суспензії в зоні згущення

$$\bar{x}_{3c} = 1 / (1 + n) = 1 / (1 + 3,8) = 0,208 \text{ (кг твердої фази)/(кг суспензії).}$$

17. Масова концентрація твердої фази в згущеній суспензії

$$\bar{c}_{zc} = \beta \rho_p \bar{x}_{zc} = 1,51 \cdot 992 \cdot 0,208 = 312 \text{ (кг твердої фази)/(м}^3 \text{ суспензії)}.$$

18. Висота зони вільного осадження (освітленої рідини) h_1 обирається з інтервалу 0,45–0,75 м; вибираємо $h_1 = 0,6$ м.

19. Висота зони згущення

$$h_2 = g_T / \bar{c}_{zc} = 5900 / 312 = 18,9 \text{ м}.$$

20. Вибираємо висоту зони розташування гребка

$$h_3 = 0,073D = 0,073 \cdot 3,6 = 0,26 \text{ м}.$$

21. Загальна висота безперервного відстійника

$$H_6 = h_1 + h_2 + h_3 = 0,6 + 18,9 + 0,26 = 19,8 \text{ м}.$$

Розрахунок відстійника періодичної дії

Пункти 1–13 наведеної вище методики розрахунку відстійника безперервної дії справедливі і для розрахунку відстійника періодичної дії (при цьому замість однієї години слід підставляти час поділу вихідної суспензії).

14. Густина вихідної суспензії

$$\rho_c = \frac{\rho_T \rho_p}{\bar{x}_\pi \rho_p + (1 - \bar{x}_\pi) \rho_T} = \frac{2700 \cdot 992}{0,08 \cdot 992 + (1 - 0,08) \cdot 2700} = 1050 \text{ кг/м}^3.$$

15. Об'єм вихідної суспензії

$$V = G / \rho_c = 60000 / 1050 = 57 \text{ м}^3.$$

16. Висота відстійника періодичної дії

$$H_\pi = \frac{4V}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 57}{3,14 \cdot 3,6^2} = 5,6 \text{ м}.$$

17. Час розділення вихідної суспензії

$$\tau_0 = \frac{H_\pi}{3600 w_c} = \frac{5,6}{3600 \cdot 0,0013} = 1,2 \text{ год}.$$

Висновок

Визначили основні розміри гравітаційного гребкового рідинного відстійника безперервної дії:

- площа – 10 м²;
- діаметр – 3,6 м;
- висота – 19,8 м.

1.2. Розділення осадженням під дією відцентрової сили

1.2.1. Розрахунок циклона

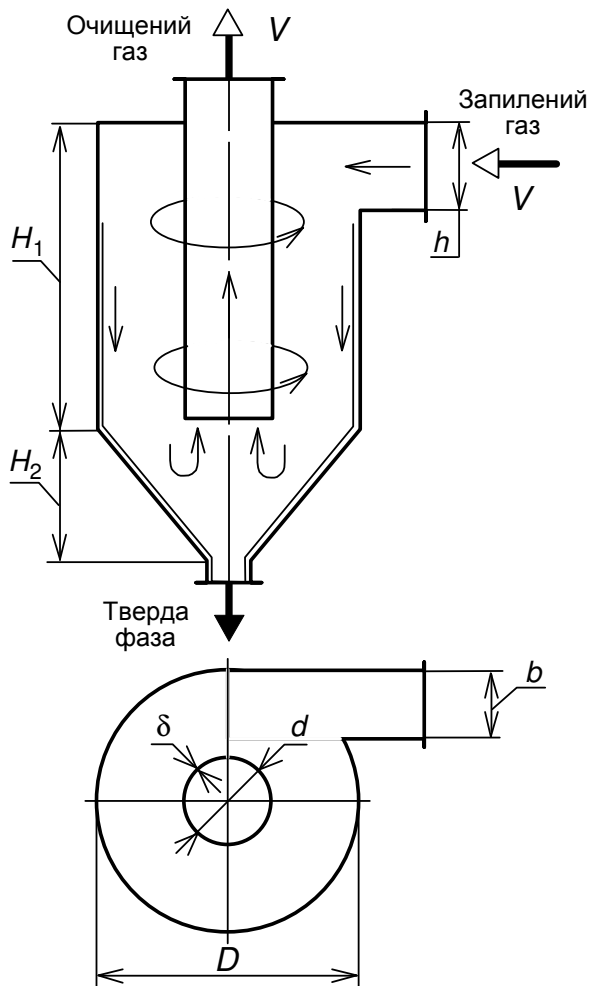


Рис. 1.3. Схема циклона

Циклонним процесом називається осадження під дією відцентрової сили у циклонах – інерційних пилоуловлювачах, у яких очищення газу здійснюється під дією відцентрових сил, що виникають у обертовому потоці газу (рис. 1.3).

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору циклона.

Позначення вихідних величин

V^0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, $\text{м}^3/\text{год}$;

t – температура газу, $^{\circ}\text{C}$;

ρ_T – густина матеріалу частинок твердої фази, $\text{кг}/\text{м}^3$;

ρ_G – густина газу, $\text{кг}/\text{м}^3$;

V_G – кінематична в'язкість газу, $\text{м}^2/\text{с}$;

d_{\min} – найменший розмір уловлюваних частинок, м;

ψ_T – коефіцієнт форми частинок.

Порядок розрахунку

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов, $\text{м}^3/\text{с}$

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

2. Площа поперечного перерізу вхідного патрубку, м^2

$$F_{\text{п}} = V / w_{\text{п}},$$

де $w_{\text{п}} = 20 \text{ м/с}$ – швидкість проходження газу через вхідний патрубок.

3. Ширина вхідного патрубку, м

$$b = \sqrt{F_{\text{п}} / C_h},$$

де $C_h = h/b$ – конструктивний коефіцієнт, який залежить від конструкції циклона (табл. 1.3).

Таблиця 1.3. Рекомендовані співвідношення основних розмірів циклонів

Розмір	$f(b)$ для циклонів		
	ЦККБ	ВТИ	НИИОГАЗ
Висота вхідного патрубка h	$2b$	$4b$	$3,14b$
Діаметр циклона D	$5,7b$	$5,9b$	$4,75b$
Зовнішній діаметр центральної труби d	$3,7b$	$3,9b$	$2,75b$
Висота циліндричної частини корпусу H_1	$5,7b$	$4,76b$	$7,6b$
Висота конічної частини корпусу H_2	$4,3b$	$5,05b$	$9,5b$

4. Орієнтовне значення діаметра циклона, м

$$D' = C_D b$$

де $C_D = D/b$ – конструктивний коефіцієнт (див. табл. 1.3).

Орієнтовно виконавчий діаметр D циліндричної частини корпусу циклона вибирається як найближчий до стандартного з ряду, м: 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0.

5. Швидкість газу в циклоні w береться рівною 12–14 м/с:

6. Фактор розділення для циклона

$$K_c = \frac{2w^2}{gD}$$

7. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_{\Gamma}^2} \left(\frac{\rho_{\Gamma} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right),$$

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

8. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі відцентрових сил

$$Re_0 = 0,056(Ar K_c), \quad \text{коли} \quad (Ar K_c) \leq 36;$$

$$Re_0 = 0,152(Ar K_c)^{0,714}, \quad \text{коли} \quad 36 < (Ar K_c) \leq 84\,000;$$

$$Re_0 = 1,740(Ar K_c)^{0,5}, \quad \text{коли} \quad (Ar K_c) > 84\,000.$$

9. Швидкість осадження частинок кулястої форми, м/с

$$w_0 = Re_0 \nu_{\Gamma} / d_{\min}$$

10. Швидкість осадження частинок, які мають коефіцієнт форми Ψ_{Γ} , м/с

$$w_{oc} = \Psi_{\Gamma} w_0$$

11. Швидкість очищеного газу в центральній трубі $w_{\text{ц}}$ береться рівною 4...8 м/с.

12. Розрахунковий внутрішній діаметр центральної труби, м

$$d'_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_{\text{ц}}}}$$

Як виконавчий зовнішній діаметр центральної труби $d_{\text{ц}}$ вибирають найближчий до розрахункового значення $d'_{\text{ц}}$ з ряду, мм: 133; 159; 168; 219; 273; 325; 377; 426; 480; 530; 630; 720; 820; 920; 1020; 1120; 1220; 1320; 1420.

13. Розрахунковий діаметр циклона, м

$$D'' = \frac{d_{\text{ц}}}{\left(1 - 10 \frac{w_{\text{ос}}}{w}\right)}$$

Орієнтовний діаметр D_0 циклона вибирається як найближчий до стандартного з ряду, м: 0,4; 0,5; 0,6; 0,7; 0,8; 0,9; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0.

14. Відхилення орієнтовного D_0 та орієнтовно виконавчого D діаметрів циклона

$$\Delta D = (D_{\text{max}} - D_{\text{min}}) / D_{\text{max}},$$

де $D_{\text{max}} = \max \{D_0; D\}$, а $D_{\text{min}} = \min \{D_0; D\}$.

Якщо $\Delta D \leq 0,1$, то остаточно як виконавчий вибирають орієнтовно виконавчий діаметр циклона D . Якщо $\Delta D > 0,1$, необхідно повторити розрахунки, починаючи з п. 6, прийнявши $D = D''$ (можна також змінити діаметр центральної труби $d_{\text{ц}}$, прийнявши інше значення швидкості $w_{\text{ц}}$).

Якщо ΔD достатньо велике (більше 0,3–0,4), необхідно змінити найменший розмір уловлюваних частинок d_{min} . Коли $D'' > D$ – значення d_{min} треба зменшити, коли $D'' < D$ – збільшити.

15. Висота циліндричної частини корпусу, м

$$H'_1 = \frac{V}{\pi D w_{\text{ос}}}$$

Значення висоти H'_1 округлюють до величини H_1 , кратної 10 мм.

16. Висота конічної частини корпусу, м

$$H'_2 = C_{H_2} b,$$

де C_{H_2} – конструктивний коефіцієнт (див. табл. 1.3).

Значення висоти H'_2 округлюють до величини H_2 , кратної 10 мм.

17. Загальна висота корпусу циклона, м

$$H = H_1 + H_2.$$

18. Гідравлічний опір циклона, Па

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho_{\Gamma} w_{\Pi}^2}{2},$$

де ζ – коефіцієнт опору, який визначається конструкцією циклона (для циклонів ЦККБ $\zeta = 2,5$; для циклонів ВТИ – $6,0$; для циклонів НИИОГАЗ – $7,0$).

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри та гідравлічний опір циклона для очищення повітря від завислих твердих частинок. Порівняти отримані розміри циклона з рекомендованими. Об'ємна витрата повітря V^0 , температура t , густина ρ_{Γ} , кінематична в'язкість ν_{Γ} . Найменший розмір уловлюваних частинок d_{\min} , коефіцієнт форми ψ_{Γ} , густина матеріалу ρ_{Γ} (табл. 1.4).

Таблиця 1.4. Вихідні дані для розрахунку циклона

Варіант	V^0 , м ³ /год	Тип циклона	ρ_{Γ} , кг/м ³	d_{\min} , мм	ψ_{Γ}	Варіант	t , °С	ρ_{Γ} , кг/м ³	$\nu_{\Gamma} \cdot 10^6$, м ² /с
1	3500	ЦККБ	1500	0,010	0,66	1	20	1,205	15,06
2	5000	ВТИ	2900	0,018	0,77	2	110	0,922	23,78
3	6000	НИИОГАЗ	1700	0,011	0,46	3	30	1,165	16,00
4	5500	ЦККБ	2700	0,017	0,58	4	100	0,946	23,13
5	4000	ВТИ	1750	0,012	0,70	5	40	1,128	16,96
6	8000	НИИОГАЗ	2500	0,016	0,51	6	90	0,972	22,10
7	4500	ЦККБ	2250	0,013	0,73	7	50	1,093	17,95
8	7500	ВТИ	2100	0,020	0,48	8	80	1,000	21,09
9	5000	НИИОГАЗ	2000	0,015	0,65	9	60	1,060	18,97
0	7000	ЦККБ	2300	0,014	0,50	0	70	1,029	20,02

Приклад розрахунку циклона

Визначити основні розміри та гідравлічний опір циклона для очищення повітря від завислих твердих частинок. Порівняти отримані розміри циклона з рекомендованими. Об'ємна витрата повітря $V^0 = 7000$ м³/год, температура $t = 70$ °С, густина $\rho_{\Gamma} = 1,029$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_{\Gamma} = 20,02 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Найменший розмір уловлюваних частинок $d_{\min} = 0,014$ мм, коефіцієнт форми $\psi_{\Gamma} = 0,5$, густина матеріалу $\rho_{\Gamma} = 2300$ кг/м³. Тип циклону – ЦККБ.

Розрахунок

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{7000}{3600} \left(\frac{70 + 273}{273} \right) = 2,44 \text{ м}^3 / \text{с}.$$

2. Площа поперечного перерізу вхідного патрубку

$$F_{\Pi} = V/w_{\Pi} = 2,44/20 = 0,122 \text{ м}^2,$$

де $w_{\Pi} = 20 \text{ м/с}$ – швидкість проходження газу через вхідний патрубок.

3. Ширина вхідного патрубку

$$b = \sqrt{F_{\Pi}/C_h} = \sqrt{0,122/2} = 0,25 \text{ м},$$

де $C_h = h/b$ – конструктивний коефіцієнт, який залежить від конструкції циклона.

Вибираємо основні розміри циклону типу ЦККБ:

- висота вихідного патрубку $h = 2b$;
- діаметр циклона $D = 5,7b$;
- зовнішній діаметр центральної труби $d = 3,7b$;
- висота циліндричної частини корпусу $H_1 = 5,7b$;
- висота конічної частини корпусу $H_2 = 4,3b$.

4. Орієнтовне значення діаметра циклона

$$D' = C_D b = 5,7 \cdot 0,25 = 1,43 \text{ м}$$

де $C_D = D/b$ – конструктивний коефіцієнт.

Орієнтовно виконавчий діаметр $D = 0,93 \text{ м}$ (за пунктом 14)

5. Швидкість газу в циклоні w береться рівною 12–14 м/с. Отже беремо $w = 14 \text{ м/с}$.

6. Фактор розділення для циклона

$$K_c = \frac{2w^2}{gD} = \frac{2 \cdot 14^2}{9,81 \cdot 0,93} = 43.$$

7. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_{\Gamma}^2} \left(\frac{\rho_{\Gamma} - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}} \right) = \frac{9,81 \cdot (0,014 \cdot 10^{-3})^3}{(20,02 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2300 - 1,029}{1,029} \right) = 0,15,$$

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

8. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються в полі відцентрових сил

$$(\text{Ar } K_c) = 0,15 \cdot 43 = 6,45 \leq 36;$$

$$\text{Re}_0 = 0,056(\text{Ar } K_c) = 0,056 \cdot 6,45 = 0,36 ,$$

9. Швидкість осадження частинок кулястої форми

$$w_0 = \text{Re}_0 v_r / d_{\min} = 0,36 \cdot 20,02 \cdot 10^{-6} / (0,014 \cdot 10^{-3}) = 0,52 \text{ м/с} .$$

10. Швидкість осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_T

$$w_{\text{ос}} = \psi_T w_0 = 0,5 \cdot 0,52 = 0,26 \text{ м/с} .$$

11. Швидкість очищеного газу в центральній трубі $w_{\text{ц}}$ береться рівною 4...8 м/с. Отже беремо $w_{\text{ц}} = 5 \text{ м/с}$.

12. Розрахунковий внутрішній діаметр центральної труби

$$d'_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{4V}{\pi w_{\text{ц}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,44}{3,14 \cdot 5}} = 0,8 \text{ м} .$$

Виконавчий зовнішній діаметр центральної труби $d_{\text{ц}} = 0,82 \text{ м}$

13. Розрахунковий діаметр циклона

$$D'' = \frac{d_{\text{ц}}}{\left(1 - 10 \frac{w_{\text{ос}}}{w}\right)} = \frac{0,82}{\left(1 - 10 \frac{0,26}{14}\right)} = 1 \text{ м} .$$

14. Відхилення розрахункового D'' й орієнтовно виконавчого D діаметрів циклона

$$\Delta D = \frac{D_{\max} - D_{\min}}{D_{\max}} = \frac{1 - 0,93}{1} = 0,07 ,$$

де $D_{\max} = \max \{D''; D\} = 1 \text{ м}$, а $D_{\min} = \min \{D''; D\} = 0,93 \text{ м}$.

Якщо $\Delta D \leq 0,1$, то остаточно як виконавчий вибирають орієнтовно виконавчий діаметр циклона D . Якщо $\Delta D > 0,1$, необхідно повторити розрахунки, починаючи з п.6, прийнявши $D = D''$.

15. Висота циліндричної частини корпусу

$$H'_1 = \frac{V}{\pi D w_{\text{ос}}} = \frac{2,44}{3,14 \cdot 0,93 \cdot 0,26} = 3,21 \text{ м} .$$

16. Висота конічної частини корпусу

$$H'_2 = C_{H_2} b = 4,3 \cdot 0,25 = 1,09 \text{ м} ,$$

де C_{H_2} – конструктивний коефіцієнт.

17. Загальна висота корпусу циклона

$$H = H_1 + H_2 = 3,21 + 1,09 = 4,3 \text{ м.}$$

18. Гідравлічний опір циклона

$$\Delta p = \zeta \frac{\rho_r w_{\Pi}^2}{2} = 2,5 \frac{1,029 \cdot 20^2}{2} = 515 \text{ Па,}$$

де ζ – коефіцієнт опору, який визначається конструкцією циклона (для ЦККБ $\zeta = 2,5$).

Висновок

Визначено основні параметри циклона:

- виконавчий діаметр – 0,93 м;
- загальна висота корпусу – 4,3 м
- гідравлічний опір – 515 Па.

1.2.2. Розрахунок вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії

Центрифугуванням називається процес розділення неоднорідних систем під дією відцентрових сил у центрифугах – апаратах з ротором (барабаном), який швидко обертається навколо своєї осі (рис. 1.4).

За принципом дії центрифуги поділяються на осаджувальні та фільтрувальні. В осаджувальних центрифугах стінка ротора виконується суцільною, а у фільтрувальних – перфорованою, покритою зсередини звичайно тканинною фільтрувальною перегородкою.

Мета розрахунку – визначення продуктивності центрифуги й потужності її привода.

Позначення вихідних величин

d_{min} – мінімальний розмір частинок твердої фази в суспензії, м;

f – коефіцієнт тертя в підшипниках;

H – висота ротора центрифуги, м;

M – маса ротора центрифуги, кг;

n – частота обертання ротора, хв^{-1} ;

r_b – радіус вала ротора в цапфах, м;

R – радіус ротора центрифуги, м;

ρ_r – густина матеріалу частинок твердої фази, кг/м^3 ;

ρ_p – густина дисперсійного середовища, кг/м^3 ;

η – коефіцієнт корисної дії привода центрифуги;

ψ_r – коефіцієнт форми частинок твердої фази;

\bar{x} – масова частка твердої фази у вихідній суспензії;
 ν_p – кінематична в'язкість дисперсійного середовища, м²/с.

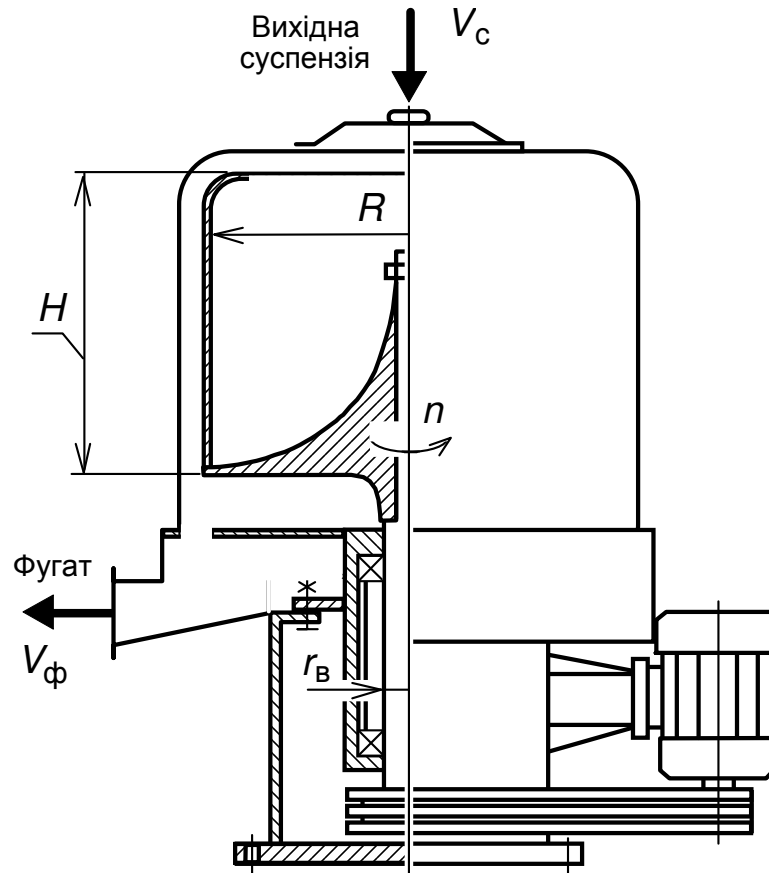


Рис. 1.4. Схема вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії

Порядок розрахунку

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\min}^3}{\nu_p^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_p}{\rho_p} \right).$$

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

2. Кутова швидкість обертового ротора, с⁻¹

$$\omega = \pi n / 30.$$

3. Внутрішній радіус шару неоднорідної системи в роторі, м

$$r = 0,71R.$$

4. Колова швидкість внутрішньої поверхні стінки ротора, м/с

$$w = \omega R.$$

5. Середнє значення фактору розділення центрифуги

$$K_c = \frac{\omega^2}{g} \left(\frac{R+r}{2} \right).$$

6. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються

$$\begin{aligned} Re_0 &= 0,056(Ar K_c), & \text{коли} & (Ar K_c) \leq 36; \\ Re_0 &= 0,152(Ar K_c)^{0,714}, & \text{коли} & 36 < (Ar K_c) \leq 84\,000; \\ Re_0 &= 1,740(Ar K_c)^{0,5}, & \text{коли} & (Ar K_c) > 84\,000. \end{aligned}$$

7. Швидкість осадження частинок кулястої форми, м/с

$$w_0 = Re_0 v_p / d_{\min}.$$

8. Швидкість осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_T , м/с

$$w_{oc} = \psi_T w_0.$$

9. Час осадження, с

$$\begin{aligned} \tau_{oc} &= \frac{18v_p}{\psi_T \omega^2 d_{\min}^2} \frac{\rho_p}{(\rho_T - \rho_p)} \ln \frac{R}{r}, & \text{коли} & (Ar K_c) \leq 36; \\ \tau_{oc} &= \int_r^R \frac{dR}{w_{oc}}, & \text{коли} & (Ar K_c) > 36. \end{aligned}$$

У випадку, коли осадження не є ламінарним (при $(Ar K_c) > 36$), час осадження можна визначити шляхом графічного інтегрування.

З цією метою для кількох поточних радіусів R_i з проміжку $[r, R]$ обчислюють значення фактора розділення K_c (за п.5, підставляючи замість виразу $(R+r)/2$ значення поточного радіуса R_i), значення критерію Рейнольдса Re_0 (за п.6), а потім w_0 , w_{oc} та $1/w_{oc}$. Після цього в координатах $(R_i; 1/w_{oc})$ будують графік залежності $1/w_{oc} = f(R_i)$. Площа криволінійної трапеції, розташованої під утвореною кривою між границями $R_i = r$ і $R_i = R$, з урахуванням масштабів на обох осях і буде шуканою величиною τ_{oc} .

10. Час проведення допоміжних операцій, с

$$\tau_d = \tau_{\Pi} + \tau_3 + \tau_T + \tau_{3p},$$

де τ_{Π} – час пуску центрифуги (за дослідними даними $\tau_{\Pi} = 50\text{--}70$ с); τ_3 – час завантаження центрифуги суспензією ($\tau_3 = 50\text{--}70$ с); τ_T – час гальмування ротора ($\tau_T = 40\text{--}60$ с); τ_{3p} – час зрізання осаду ($\tau_{3p} = 80\text{--}150$ с).

11. Час циклу центрифугування, с

$$\tau_{\Pi} = \tau_{oc} + \tau_d.$$

12. Об'єм ротора центрифуги, м³

$$V = \pi R^2 H .$$

13. Продуктивність центрифуги за фугатом, м³/с

$$V_{\phi} = V / (2\tau_{\Pi}) .$$

14. Густина вихідної суспензії, кг/м³

$$\rho_c = \frac{\rho_p \rho_T}{\bar{x}\rho_p + (1 - \bar{x})\rho_T} .$$

15. Об'ємна частка твердої фази у вихідній суспензії

$$\tilde{x} = \bar{x} \rho_c / \rho_T .$$

16. Масова продуктивність центрифуги за осадом, кг/с

$$G_{oc} = \rho_T V_{\phi} \left(\frac{\tilde{x}}{1 - \tilde{x}} \right) .$$

17. Потужність, яка витрачається на подолання інерції ротора, Вт

$$N_1 = M w^2 / (2\tau_{\Pi}) .$$

18. Потужність, яка витрачається на подолання інерції суспензії, Вт

$$N_2 = 0,19 \rho_c w^2 V / \tau_3 .$$

19. Потужність, яка витрачається на подолання тертя в підшипниках, Вт

$$N_3 = M g f \omega r_B .$$

20. Потужність, яка витрачається на подолання тертя ротора з повітрям, Вт

$$N_4 = 0,00815 R^2 w^3 .$$

21. Потужність привода ротора, Вт

$$N = (N_1 + N_2 + N_3 + N_4) / \eta .$$

Завдання для розрахунку

Визначити потужність привода і продуктивність вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії, призначеної для розділення суспензії. Маса ротора центрифуги M , радіус R , висота H , радіус шийок вала ротора r_B , частота обертання n , коефіцієнт тертя в підшипниках f , коефіцієнт корисної дії привода ротора η . Масова частка твердої фази у вихідній суспензії \bar{x} . Мінімальний розмір частинок твердої фази в суспензії d_{\min} , коефіцієнт їх форми Ψ_T , густина матеріалу частинок ρ_T . Густина дисперсійного середовища ρ_p , кінематична в'язкість ν_p (табл. 1.5).

Таблиця 1.5. Вихідні дані для розрахунку вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії

Варі- Ант	M, кг	R	H	r _в	Варі- Ант	n, хв ⁻¹	f	η	\bar{x}	d _{min} , мм	Ψ _т	ρ _р	ρ _т	ν _р · 10 ⁶ , м ² /с
1	60	0,3	0,3	0,025	1	1000	0,040	0,80	0,10	0,008	0,77	998	1500	1,010
2	100	0,4	0,4	0,030	2	1800	0,050	0,90	0,20	0,015	0,66	983	2200	0,478
3	150	0,5	0,5	0,035	3	1100	0,060	0,81	0,11	0,007	0,46	997	2600	0,910
4	200	0,6	0,6	0,040	4	1700	0,070	0,89	0,19	0,009	0,58	986	2000	0,517
5	70	0,3	0,4	0,025	5	1200	0,042	0,82	0,12	0,014	0,70	996	1750	0,810
6	120	0,4	0,5	0,030	6	1600	0,052	0,88	0,18	0,010	0,51	988	1600	0,556
7	180	0,5	0,6	0,035	7	1300	0,062	0,83	0,13	0,013	0,73	994	1700	0,735
8	240	0,6	0,7	0,040	8	1500	0,045	0,87	0,17	0,012	0,48	995	1900	0,608
9	150	0,4	0,6	0,030	9	1900	0,055	0,85	0,14	0,011	0,65	992	2100	0,660
0	210	0,5	0,7	0,035	0	1400	0,065	0,86	0,16	0,006	0,50	980	2300	0,447

Приклад розрахунку вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії

Визначити потужність привода і продуктивність вертикальної осаджувальної центрифуги періодичної дії, призначеної для розділення суспензії. Маса ротора центрифуги $M = 210$ кг, радіус $R = 0,5$ м, висота $H = 0,7$ м, радіус шийок вала ротора $r_{\text{в}} = 0,035$ м, частота обертання $n = 1400$ хв⁻¹, коефіцієнт тертя в підшипниках $f = 0,065$, коефіцієнт корисної дії привода ротора $\eta = 0,86$. Масова частка твердої фази у вихідній суспензії $\bar{x} = 0,16$. Мінімальний розмір частинок твердої фази в суспензії $d_{\text{min}} = 0,006$ мм, коефіцієнт їх форми $\Psi_{\text{т}} = 0,5$, густина матеріалу частинок $\rho_{\text{т}} = 2300$ кг/м³. Густина дисперсійного середовища $\rho_{\text{р}} = 980$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_{\text{р}} = 0,447 \cdot 10^{-6}$ м²/с.

Розрахунок

1. Значення критерію Архімеда частинок кулястої форми, які осаджуються

$$Ar = \frac{gd_{\text{min}}^3}{\nu_{\text{р}}^2} \left(\frac{\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{р}}} \right) = \frac{9,81 \cdot (0,006 \cdot 10^{-3})^3}{(0,447 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2300 - 980}{980} \right) = 0,014.$$

де $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння.

2. Кутова швидкість обертового ротора

$$\omega = \pi n / 30 = 3,14 \cdot 1400 / 30 = 147 \text{ с}^{-1}.$$

3. Внутрішній радіус шару неоднорідної системи в роторі

$$r = 0,71R = 0,71 \cdot 0,5 = 0,355 \text{ м}.$$

4. Колова швидкість внутрішньої поверхні стінки ротора

$$w = \omega R = 147 \cdot 0,5 = 73,5 \text{ м/с}.$$

5. Середнє значення фактору розділення центрифуги

$$K_c = \frac{\omega^2}{g} \left(\frac{R+r}{2} \right) = \frac{147^2}{9,81} \left(\frac{0,5 + 0,355}{2} \right) = 942.$$

6. Значення критерію Рейнольдса для частинок кулястої форми, які осаджуються

$$(\text{Ar } K_c) = (0,014 \cdot 942) = 13 \leq 36, \text{ тоді } \text{Re}_0 = 0,056(\text{Ar } K_c) = 0,056 \cdot 13 = 0,74$$

7. Швидкість осадження частинок кулястої форми

$$w_0 = \text{Re}_0 v_p / d_{\min} = 0,74 \cdot 0,447 \cdot 10^{-6} / (0,006 \cdot 10^{-3}) = 0,055 \text{ м/с}.$$

8. Швидкість осадження частинок, які мають коефіцієнт форми ψ_T , м/с

$$w_{\text{ос}} = \psi_T w_0 = 0,5 \cdot 0,055 = 0,028 \text{ м/с}.$$

9. Час осадження

Оскільки $(\text{Ar } K_c) = (0,014 \cdot 942) = 13 \leq 36$, то

$$\tau_{\text{ос}} = \frac{18v_p}{\psi_T \omega^2 d_{\min}^2} \frac{\rho_p}{(\rho_T - \rho_p)} \ln \frac{R}{r} =$$
$$\frac{18 \cdot 0,447 \cdot 10^{-6}}{0,5 \cdot 147^2 \cdot (0,006 \cdot 10^{-3})^2} \frac{980}{(2300 - 980)} \ln \frac{0,5}{0,355} = 15,4 \text{ с}.$$

10. Час проведення допоміжних операцій

$$\tau_d = \tau_{\text{п}} + \tau_3 + \tau_r + \tau_{\text{зр}} = 50 + 50 + 50 + 150 = 300 \text{ с},$$

де $\tau_{\text{п}}$ – час пуску центрифуги (за дослідними даними $\tau_{\text{п}} = 50\text{--}70$ с);

τ_3 – час завантаження центрифуги суспензією ($\tau_3 = 50\text{--}70$ с);

τ_r – час гальмування ротора ($\tau_r = 40\text{--}60$ с);

$\tau_{\text{зр}}$ – час зрізання осаду ($\tau_{\text{зр}} = 80\text{--}150$ с).

11. Час циклу центрифугування

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_{\text{ос}} + \tau_d = 15,4 + 300 = 315,4 \text{ с}.$$

12. Об'єм ротора центрифуги

$$V = \pi R^2 H = 3,14 \cdot 0,5^2 \cdot 0,7 = 0,55 \text{ м}^3.$$

13. Продуктивність центрифуги за фугатом

$$V_{\text{ф}} = V / (2\tau_{\text{ц}}) = 0,55 / (2 \cdot 315,4) = 8,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

14. Густина вихідної суспензії

$$\rho_c = \frac{\rho_p \rho_T}{\bar{x} \rho_p + (1 - \bar{x}) \rho_T} = \frac{980 \cdot 2300}{0,16 \cdot 980 + (1 - 0,16) \cdot 2300} = 1080 \text{ кг/м}^3.$$

15. Об'ємна частка твердої фази у вихідній суспензії

$$\tilde{x} = \bar{x} \rho_c / \rho_T = 0,16 \cdot 1080 / 2300 = 0,075.$$

16. Масова продуктивність центрифуги за осадом

$$G_{oc} = \rho_T V_\phi \left(\frac{\tilde{x}}{1 - \tilde{x}} \right) = 2300 \cdot 8,7 \cdot 10^{-4} \left(\frac{0,075}{1 - 0,075} \right) = 1,85 \text{ кг/с}.$$

17. Потужність, яка витрачається на перемагання інерції ротора

$$N_1 = Mw^2 / (2\tau_{II}) = 210 \cdot 73,5^2 / (2 \cdot 50) = 11350 \text{ Вт}.$$

18. Потужність, яка витрачається на перемагання інерції суспензії

$$N_2 = 0,19 \rho_c w^2 V / \tau_3 = 0,19 \cdot 1080 \cdot 73,5 \cdot 0,55 / 50 = 166 \text{ Вт}.$$

19. Потужність, яка витрачається на перемагання тертя в підшипниках

$$N_3 = Mgf\omega r_b = 210 \cdot 9,81 \cdot 0,065 \cdot 147 \cdot 0,035 = 690 \text{ Вт}.$$

20. Потужність, яка витрачається на перемагання тертя ротора з повітрям

$$N_4 = 0,00815 R^2 w^3 = 0,00815 \cdot 0,5^2 \cdot 73,5^3 = 809 \text{ Вт}.$$

21. Потужність привода ротора

$$N = \frac{N_1 + N_2 + N_3 + N_4}{\eta} = \frac{11350 + 166 + 690 + 809}{0,86} = 15100 \text{ Вт}.$$

Висновок

Визначили потужність привода центрифуги $N = 15,1$ Вт, а також її масову та об'ємну продуктивність: $G_{oc} = 1,85$ кг/с $V_\phi = 8,7 \cdot 10^{-4}$ м³/с.

1.3. Розділення осадженням під дією сил електричного поля

В електричних фільтрах очищення газових неоднорідних систем від завислих у них рідких та твердих частинок відбувається під дією електростатичних сил.

Газовий потік піддають іонізації, внаслідок чого частинки дисперсної фази набувають електричного заряду. При проходженні іонізованого газу між двома електродами різних знаків заряджені завислі частинки під дією елект-

ростатичних сил рухаються до електродів, що мають протилежний заряд, та осаджуються на них.

Під час електроосадження навіть найдрібнішим частинкам можна надати значного електричного заряду і, завдяки цьому, здійснити їх видалення з газового потоку.

Розміри уловлюваних частинок становлять звичайно 0,005–10 мкм, ступінь очищення 90–99 %.

У промисловості найбільшого розповсюдження набули трубчасті (рис. 1.5) та пластинчасті (рис. 6) електрофільтри.

1.3.1. Розрахунок трубчастого електрофільтра

Мета розрахунку – визначення основних розмірів, гідравлічного опору електрофільтра й потужності, яка ним споживається.

Позначення вихідних величин

- d_{\min} – найменший розмір уловлюваних частинок, м;
- p – тиск газу, МПа;
- R_0 – рухомість іонів газу за нормальних умов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$;
- t – температура газу, $^{\circ}\text{C}$;
- V^0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, $\text{м}^3/\text{год}$;
- μ_{T} – динамічна в'язкість газу, $\text{Па} \cdot \text{с}$;
- ρ_{T} – густина газу, $\text{кг}/\text{м}^3$;
- ψ_{T} – коефіцієнт форми частинок.

Порядок розрахунку

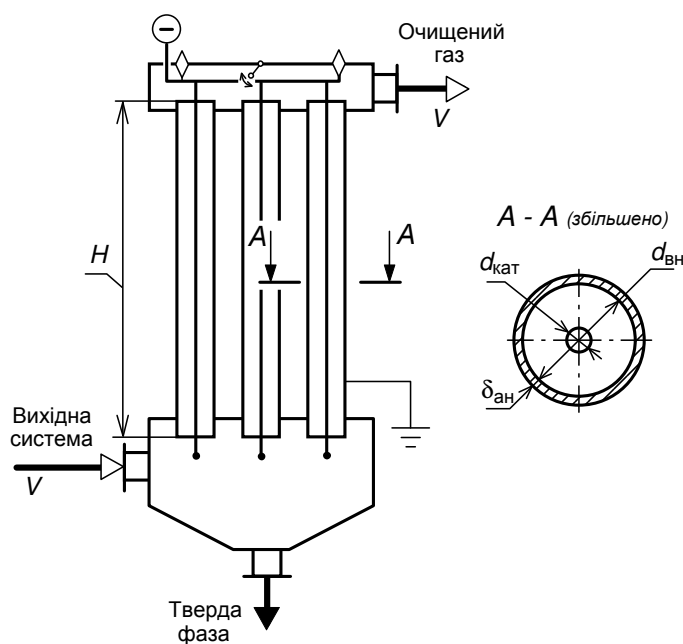


Рис. 1.5. Схема трубчастого електрофільтра

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов, $\text{м}^3/\text{с}$

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{p} \right).$$

2. Середню швидкість газу w' в трубчастому елементі електрофільтра обирають з інтервалу 0,5–1,5 м/с.

3. Загальна площа поперечних перерізів трубчастих елементів, м^2

$$F' = V/w'.$$

4. Діаметр коронуючого електрода (катода) $d_{\text{кат}}$:

а) для неагресивних – нейтральних та(чи) низькотемпературних ($t \leq 100$ °С) газів – 1...2 мм;

б) для агресивних газів, тобто таких, що містять компоненти, які реагують з матеріалом катода, та(чи) високотемпературних ($t > 100$ °С), – 3...4 мм.

5. Попереднє значення відстані між електродами R'_e обирають рівним 0,1...0,2 м.

6. Приблизне значення зовнішнього діаметра осаджувального електрода (анода), м

$$d'_{ан} = 2R'_e + d_{кат} + 2\delta_{ан},$$

де $\delta_{ан} = 0,005$ м – попереднє значення товщини стінки анода.

Виконавчий зовнішній діаметр анода $d_{ан}$ вибирається з рядів, мм: 219; 245; 273; 299; 325; 351; 377; 402; 426 (ГОСТ 8732) або 200; 210; 220; 240; 250 (ГОСТ 8734).

Товщина стінки анода $\delta_{ан}$ вибирається за ГОСТ 8732 або ГОСТ 8734 і становить звичайно 3...8 мм.

7. Внутрішній діаметр анода, мм

$$d_{вн} = d_{ан} - 2\delta_{ан}.$$

8. Дійсна відстань між електродами, м

$$R_e = (d_{вн} - d_{кат})/2.$$

9. Розрахункова кількість елементів електрофільтра:

$$n' = \frac{4F'}{\pi(d_{вн}^2 - d_{кат}^2)},$$

Дійсною кількістю елементів n є найближче ціле, яке більше, ніж n' .

10. Уточнене значення загальної площі поперечних перерізів трубчастих елементів, м²

$$F = n\pi(d_{вн}^2 - d_{кат}^2)/4.$$

11. Уточнене значення середньої швидкості газу в трубчастому елементі електрофільтра, м/с

$$w = V/F.$$

12. Відносна густина газу

$$\beta = \frac{p}{0,1013} \left(\frac{273}{t + 273} \right).$$

13. Критична напруженість електричного поля, за якої виникає коронний розряд, В/м

$$E_0 = 3,04 \cdot 10^6 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{2\beta}{d_{\text{кат}}}} \right).$$

14. Критична напруга між електродами при коронному розряді, В

$$U_0 = E_0 \frac{d_{\text{кат}}}{2} \ln \frac{d_{\text{вн}}}{d_{\text{кат}}}.$$

15. Рухомість іонів газу за робочих умов, м²/(В · с)

$$R = R_0 \cdot 0,1013/p,$$

де R_0 – рухомість газу за нормальних умов, м²/(В · с).

16. Напруга на електрофільтрі U береться рівною $(1,5...2,0)U_0$.

17. Лінійна густина струму на коронуючому електроді, А/м

$$i_0 = \frac{8UR}{9 \cdot 10^9 d_{\text{вн}}^2 \ln \frac{d_{\text{вн}}}{d_{\text{кат}}}} (U - U_0).$$

18. Напруженість електричного поля в електрофільтрі, В/м

$$E = \sqrt{\frac{2i_0}{4\pi\epsilon_0 R}},$$

де $\epsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12}$ Ф/м – діелектрична проникність вакууму.

19. Швидкість осадження завислих частинок кулястої форми під дією сил електричного поля, м/с:

коли d_{min} складає від 0,1 до 2 мкм включно,

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\text{min}}}{\mu_r} \left(1 + \frac{2 \cdot 10^{-7}}{d_{\text{min}}} A \right),$$

коли d_{min} складає від 2 до 50 мкм,

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\text{min}}}{\mu_r},$$

де $g = 9,81$ м²/с – прискорення вільного падіння; $A = 0,429d_{\text{min}} + 0,772$.

20. Дійсна швидкість осадження частинок даної форми, м/с

$$w_{\text{ос}} = \Psi_T w_0.$$

21. Час осадження, с

$$\tau_{\text{ос}} = R_e / w_{\text{ос}}.$$

22. Висота елементів електрофільтра, м

$$H = w\tau_{\text{ос}}.$$

23. Площа осадження, м²

$$F_{\text{ос}} = n\pi d_{\text{вн}} H.$$

24. Питома поверхня осадження, м²/(м³ · с)

$$f = \frac{F_{\text{ос}}}{wF}.$$

25. Ступінь очищення газу від частинок розміру d_{min}

$$\eta = 1 - e^{-w_{\text{ос}}f}.$$

26. Сила струму в електрофільтрі, А

$$I = ni_0 H.$$

27. Потужність, яка споживається електрофільтром, Вт

$$N \approx UI + N_{\text{д}},$$

де $N_{\text{д}}$ – потужність, яка споживається допоміжними пристроями (струшувальним та обдувним пристроями тощо); зазвичай беруть $N_{\text{д}} = 500\text{--}1\,000$ Вт.

28. Еквівалентний діаметр осаджувального каналу, м

$$d_e = d_{\text{вн}} - d_{\text{кат}}.$$

29. Критерій Рейнольдса газового потоку

$$\text{Re} = wd_e \rho_{\text{г}} / \mu_{\text{г}}.$$

30. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів:

$$\Sigma \zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{вих}} + 2\zeta_{90^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{рр}},$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90°; $\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку.

31. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\lambda = 64/\text{Re}, \quad \text{коли} \quad \text{Re} \leq 2300;$$

$$\lambda = 0,361/\text{Re}^{0,75}, \quad \text{коли} \quad \text{Re} > 2300.$$

32. Гідравлічний опір електрофільтра, Па

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{H}{d_e} + \Sigma \zeta \right) \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри, гідравлічний опір трубчастого електрофільтра й потужність, що ним споживається. Електрофільтр призначений для очищення V^0 газової неоднорідної системи від завислих твердих частинок мінімальним розміром d_{\min} і коефіцієнтом форми ψ_T . Температура газу t , тиск p , густина ρ_r , динамічна в'язкість μ_r , рухливість іонів за нормальних умов R_0 (табл. 1.6).

Таблиця 1.6. Вихідні дані для розрахунку трубчастого електрофільтра

Варіант	V^0 , м ³ /год	$R_0 \cdot 10^4$, м ² /(В·с)	ψ_T	p , МПа	Варіант	$d_{\min} \cdot 10^6$, М	t , °С	ρ_r , кг/м ³	$\mu_r \cdot 10^6$, Па·с
1	3000	2,48	0,77	0,100	1	1,0	30	1,165	18,6
2	3200	2,10	0,66	0,105	2	9,0	100	0,946	21,9
3	3400	1,58	0,58	0,110	3	1,5	150	0,830	24,1
4	3500	1,48	0,46	0,115	4	8,0	70	1,029	20,6
5	2800	1,62	0,51	0,099	5	2,0	120	0,898	22,8
6	2600	1,57	0,73	0,098	6	6,0	80	1,000	21,1
7	2400	0,98	0,48	0,120	7	4,0	200	0,746	26,0
8	2200	1,75	0,50	0,125	8	9,0	250	0,674	27,4
9	2000	1,13	0,65	0,098	9	3,0	60	1,060	20,1
0	1600	1,63	0,70	0,097	0	5,0	225	0,710	26,5

Приклад розрахунку трубчастого електрофільтра

Визначити основні розміри, гідравлічний опір трубчастого електрофільтра й потужність, що ним споживається. Електрофільтр призначений для очищення $V^0 = 1600$ м³/год газової неоднорідної системи від завислих твердих частинок мінімальним розміром $d_{\min} = 5 \cdot 10^{-6}$ м і коефіцієнтом форми $\psi_T = 0,7$. Температура газу $t = 225$ °С, тиск $p = 0,097$ МПа, густина $\rho_r = 0,71$ кг/м³, динамічна в'язкість $\mu_r = 26,5 \cdot 10^{-6}$ Па·с, рухливість іонів за нормальних умов $R_0 = 1,63 \cdot 10^{-4}$ м²/(В·с).

Розрахунок

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{p} \right) = \frac{1600}{3600} \left(\frac{225 + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{0,097} \right) = 0,85 \text{ м}^3/\text{с}.$$

2. Середню швидкість газу w' в трубчастому елементі електрофільтра обирають з інтервалу 0,5–1,5 м/с. Беремо $w' = 1,25$ м/с.

3. Загальна площа поперечних перерізів трубчастих елементів

$$F' = V/w' = 0,85/1,25 = 0,68 \text{ м}^2.$$

4. Діаметр коронуючого електрода (катода) $d_{\text{кат}} = 4$ мм.

5. Попереднє значення відстані між електродами $R'_e = 0,2$ м.

6. Приблизне значення зовнішнього діаметра осаджувального електрода (анода)

$$d'_{\text{ан}} = 2R'_e + d_{\text{кат}} + 2\delta_{\text{ан}} = 2 \cdot 0,2 + 0,004 + 2 \cdot 0,005 = 0,414 \text{ м},$$

де $\delta_{\text{ан}} = 0,005$ м – попереднє значення товщини стінки анода.

Виконавчий зовнішній діаметр анода $d_{\text{ан}} = 402$ мм.

Товщина стінки анода $\delta_{\text{ан}} = 8$ мм.

7. Внутрішній діаметр анода

$$d_{\text{вн}} = d_{\text{ан}} - 2\delta_{\text{ан}} = 402 - 2 \cdot 8 = 386 \text{ мм}.$$

8. Дійсна відстань між електродами

$$R_e = (d_{\text{вн}} - d_{\text{кат}})/2 = (0,386 - 0,004)/2 = 0,191 \text{ м}.$$

9. Кількість елементів електрофільтра з округленням до найближчого цілого

$$n = \varepsilon \left(\frac{4F'}{\pi(d_{\text{вн}}^2 - d_{\text{кат}}^2)} + 0,5 \right) = \varepsilon \left(\frac{4 \cdot 0,68}{3,14(0,386^2 - 0,004^2)} + 0,5 \right) = 6,$$

де ε – функція округлення дробового числа до цілого.

10. Уточнене значення загальної площі поперечних перерізів трубчастих елементів

$$F = n\pi(d_{\text{вн}}^2 - d_{\text{кат}}^2)/4 = 6 \cdot 3,14(0,386^2 - 0,004^2)/4 = 0,7 \text{ м}^2.$$

11. Уточнене значення середньої швидкості газу в трубчастому елементі електрофільтра

$$w = V/F = 0,85/0,7 = 1,2 \text{ м/с}.$$

12. Відносна густина газу

$$\beta = \frac{p}{0,1013} \left(\frac{273}{t + 273} \right) = \frac{0,097}{0,1013} \left(\frac{273}{225 + 273} \right) = 0,53.$$

13. Критична напруженість електричного поля, за якої виникає коронний розряд

$$E_0 = 3,04 \cdot 10^6 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{2\beta}{d_{\text{кат}}}} \right) =$$

$$= 3,04 \cdot 10^6 \left(0,53 + 0,0311 \sqrt{\frac{2 \cdot 0,53}{0,004}} \right) = 3,15 \cdot 10^6 \text{ В/м.}$$

14. Критична напруга між електродами при коронному розряді

$$U_0 = E_0 \frac{d_{\text{кат}}}{2} \ln \frac{d_{\text{вн}}}{d_{\text{кат}}} = 3,15 \cdot 10^6 \cdot \frac{0,004}{2} \cdot \ln \frac{0,386}{0,004} = 28800 \text{ В}$$

15. Рухомість іонів газу за робочих умов

$$R = R_0 \cdot 0,1013/p = 1,63 \cdot 10^{-4} \cdot 0,1013/0,097 = 1,7 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/(\text{В} \cdot \text{с}),$$

де R_0 – рухомість газу за нормальних умов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$.

16. Напруга на електрофільтрі

$$U = (1,5 \dots 2,0)U_0 = (1,5 \dots 2,0) \cdot 28800 = 43200 \dots 57600. \text{ Беремо } U = 50000 \text{ В.}$$

17. Лінійна густина струму на коронуючому електроді

$$i_0 = \frac{8UR}{9 \cdot 10^9 d_{\text{вн}}^2 \ln \frac{d_{\text{вн}}}{d_{\text{кат}}}} (U - U_0) =$$

$$= \frac{8 \cdot 5 \cdot 10^4 \cdot 1,7 \cdot 10^{-4}}{9 \cdot 10^9 \cdot 0,386^2 \cdot \ln \frac{0,386}{0,004}} (50000 - 28800) = 2,35 \cdot 10^{-4} \text{ А/м.}$$

18. Напруженість електричного поля в електрофільтрі

$$E = \sqrt{\frac{2i_0}{4\pi\epsilon_0 R}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4}}{4 \cdot 3,14 \cdot 8,85 \cdot 10^{-12} \cdot 1,7 \cdot 10^{-4}}} = 158000 \text{ В/м}$$

де $\epsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12} \text{ Ф/м}$ – діелектрична проникність вакууму.

19. Швидкість осадження завислих частинок кулястої форми під дією сил електричного поля:

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\text{min}}}{\mu_T} = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} 158000^2 \cdot 9,81 \cdot 5 \cdot 10^{-6}}{26,5 \cdot 10^{-6}} = 0,027 \text{ м/с},$$

20. Дійсна швидкість осадження частинок даної форми

$$w_{\text{ос}} = \psi_T w_0 = 0,7 \cdot 0,027 = 0,019 \text{ м/с}.$$

21. Час осадження

$$\tau_{\text{ос}} = R_e/w_{\text{ос}} = 0,191/0,019 = 10 \text{ с}.$$

22. Висота елементів електрофільтра

$$H = w\tau_{oc} = 1,2 \cdot 10 = 12 \text{ м.}$$

23. Площа осадження

$$F_{oc} = n\pi d_{вн} H = 6 \cdot 3,14 \cdot 0,386 \cdot 12 = 87 \text{ м}^2.$$

24. Питома поверхня осадження

$$f = \frac{F_{oc}}{wF} = \frac{87}{1,2 \cdot 0,7} = 104 \text{ м}^2 / (\text{м}^3 \cdot \text{с}).$$

25. Ступінь очищення газу від частинок розміру d_{\min}

$$\eta = 1 - e^{-w_{oc}f} = 1 - 2,3^{-0,019 \cdot 104} = 0,807.$$

26. Сила струму в електрофільтрі

$$I = ni_0 H = 6 \cdot 2,35 \cdot 10^{-4} \cdot 12 = 0,017 \text{ А.}$$

27. Потужність, яка споживається електрофільтром

$$N \approx UI + N_{\text{д}} \approx 50000 \cdot 0,017 + 800 = 1650 \text{ Вт,}$$

де $N_{\text{д}}$ – потужність, яка споживається допоміжними пристроями (струшуючим та обдувним пристроями тощо); беремо $N_{\text{д}} = 800$ кВт.

28. Еквівалентний діаметр осаджувального каналу

$$d_e = d_{\text{вн}} - d_{\text{кат}} = 0,386 - 0,004 = 0,382 \text{ м.}$$

29. Критерій Рейнольдса газового потоку

$$Re = wd_e \rho_{\text{г}} / \mu_{\text{г}} = 1,2 \cdot 0,382 \cdot 0,71 / 26,5 \cdot 10^{-6} = 123000.$$

30. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів:

$$\Sigma \zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{вих}} + 2\zeta_{90^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{рр}} = 0,5 + 1 + 2 \cdot 1 + 1 + 1 + 1 = 6,5,$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат;

$\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата;

$\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ;

$\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку;

$\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку.

31. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\lambda = 0,361 / Re^{0,75} = 0,361 / 123000^{0,75} = 5,5 \cdot 10^{-5}, \text{ при } Re = 123000 > 2300.$$

32. Гідрравлічний опір електрофільтра

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{H}{d_e} + \Sigma \zeta \right) \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2} = \left(5,5 \cdot 10^{-5} \frac{12}{0,382} + 6,5 \right) \frac{0,71 \cdot 1,2^2}{2} = 3,32 \text{ Па.}$$

Висновок

Визначили основні розміри: висота елементів електрофільтра – 12 м; площа осадження – 87 м², гідравлічний опір трубчастого електрофільтра – 3,32 Па й потужність – 1,65 кВт.

1.3.2. Розрахунок пластинчастого електрофільтра

Мета розрахунку – визначення основних розмірів, гідравлічного опору електрофільтра й потужності, яка ним споживається.

Позначення вихідних величин

d_{\min} – найменший розмір уловлюваних частинок, м;

p – тиск газу, МПа;

R_0 – рухомість іонів газу за нормальних умов, м²/(В · с);

t – температура газу, °С;

V^0 – об'ємна витрата газу, м³/год;

μ_r – динамічна в'язкість газу, Па · с;

ρ_r – густина газу, кг/м³;

ψ_T – коефіцієнт форми частинок.

Порядок розрахунку

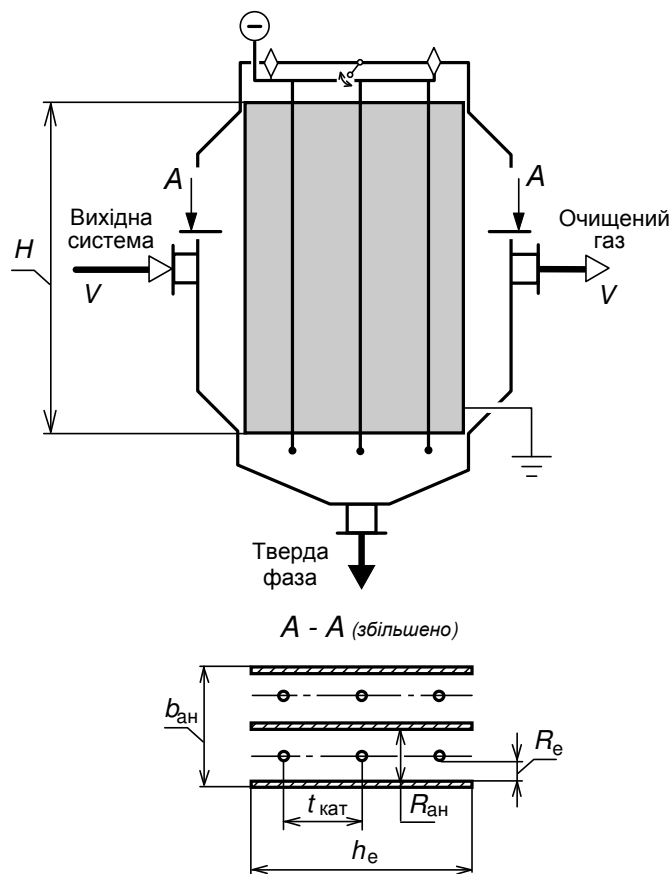


Рис. 1.6. Схема пластинчастого електрофільтра

1. Об'ємна витрата газу за робочих умов, м³/с (рис. 1.6)

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) \left(\frac{0,1013}{p} \right).$$

2. Середню швидкість газу w' між осаджувальними електродами пластинчастого електрофільтра обирають рівною 0,5...1,5 м/с.

3. Загальна площа поперечних перерізів прямокутних каналів електрофільтра, м²

$$F' = V/w'.$$

4. Діаметр коронуючого електрода (катода) $d_{\text{кат}}$:

а) для неагресивних – нейтральних та(чи) низькотемпературних ($t \leq 100$ °С) газів – 1...2 мм;

б) для агресивних газів, тобто таких, що містять компоненти,

які реагують з матеріалом катода, та(чи) високотемпературних ($t > 100$ °С), – 3...4 мм.

5. Відстань між осаджувальним та коронуючим електродами R_e обирається рівною 0,1...0,2 м.

6. Відстань між сусідніми осаджувальними електродами (анодами), м

$$R_{ан} = 2R_e + d_{кат}.$$

7. Крок розташування катодів $t_{кат}$ береться рівним $(0,8...1,6)R_e$.

8. Висота анодів H обирається рівною 1,0...2,0 м.

9. Розрахункова кількість анодів:

$$n' = \frac{F'}{HR_{ан}} + 1,$$

Дійсною кількістю анодів n є найближче ціле, яке більше, ніж n' .

10. Уточнене значення площі поперечних перерізів прямокутних каналів електрофільтра, м²

$$F = (n - 1)R_{ан}H.$$

11. Уточнене значення середньої швидкості газу між осаджувальними електродами, м/с

$$w = V/F.$$

12. Відносна густина газу

$$\beta = \frac{p}{0,1013} \left(\frac{273}{t + 273} \right).$$

13. Критична напруженість електричного поля, за якої виникає коронний розряд, В/м

$$E_0 = 3,04 \cdot 10^6 \left(\beta + 0,0311 \sqrt{\frac{2\beta}{d_{кат}}} \right).$$

14. Критична напруга між електродами при коронному розряді, В

$$U_0 = E_0 \frac{d_{кат}}{2} \left(\frac{\pi R_e}{t_{кат}} - \ln \frac{\pi d_{кат}}{t_{кат}} \right).$$

15. Рухомість іонів газу за робочих умов, м²/(В · с)

$$R = R_0 \cdot 0,1013/p,$$

де R_0 – рухомість газу за нормальних умов, м²/(В · с).

16. Напруга на електрофільтрі U береться рівною $(1,5...2,0)U_0$.

17. Лінійна густина струму на коронуючому електроді, А/м

$$i_0 = \frac{4\pi^2 k R U}{9 \cdot 10^9 t_{\text{кат}}^2 \left(\frac{\pi R_e}{t_{\text{кат}}} - \ln \frac{\pi d_{\text{кат}}}{t_{\text{кат}}} \right)} (U - U_0),$$

де $k = f(R_e/t_{\text{кат}})$ – конструктивний коефіцієнт; можна взяти $k = 0,03$.

18. Напруженість електричного поля в електрофільтрі, В/м

$$E = \sqrt{\frac{2i_0 R_e}{\pi \epsilon_0 R t_{\text{кат}}}},$$

де $\epsilon_0 = 8,85 \cdot 10^{-12}$ Ф/м – діелектрична проникність вакууму.

19. Швидкість осадження завислих частинок кулястої форми під дією сил електричного поля, м/с:

– якщо d_{min} складає від 0,1 до 2 мкм включно,

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\text{min}}}{\mu_r} \left(1 + \frac{2 \cdot 10^{-7}}{d_{\text{min}}} A \right),$$

– якщо d_{min} складає від 2 до 50 мкм,

$$w_0 = \frac{5,9 \cdot 10^{-13} E^2 g d_{\text{min}}}{\mu_r},$$

де $g = 9,81$ м²/с – прискорення вільного падіння; $A = 0,429d_{\text{min}} + 0,772$.

20. Дійсна швидкість осадження частинок даної форми, м/с

$$w_{\text{ос}} = \Psi_T w_0.$$

21. Час осадження, с

$$\tau_{\text{ос}} = R_e / w_{\text{ос}}.$$

22. Довжина кожного з анодів, м

$$L = w \tau_{\text{ос}}.$$

23. Площа осадження, м²

$$F_{\text{ос}} = 2(n-1)LH.$$

24. Питома поверхня осадження, м²/(м³ · с)

$$f = \frac{F_{\text{ос}}}{wF}.$$

25. Ступінь очищення газу від частинок розміру d_{\min}

$$\eta = 1 - e^{-w_{\text{ос}} f}.$$

26. Розрахункова кількість катодів:

$$n'_{\text{кат}} = (n - 1)L/t_{\text{кат}}.$$

Дійсною кількістю катодів $n_{\text{кат}}$ є найближче ціле, яке більше, ніж $n'_{\text{кат}}$.

27. Сила струму в електрофільтрі, А

$$I = n_{\text{кат}} i_0 H.$$

28. Потужність, яка споживається електрофільтром, Вт

$$N \approx UI + N_{\text{Д}},$$

де $N_{\text{Д}}$ – потужність, яка споживається допоміжними пристроями (струшувальним та обдувним пристроями тощо); зазвичай беруть $N_{\text{Д}} = 500\text{--}1\,000$ Вт.

29. Еквівалентний діаметр осаджувального каналу прямокутного перерізу, м

$$d_e = 2R_{\text{ан}}, \quad \text{коли} \quad R_{\text{ан}}/H \leq 0,1,$$
$$d_e = 2R_{\text{ан}}H/(R_{\text{ан}} + H), \quad \text{коли} \quad R_{\text{ан}}/H > 0,1.$$

30. Критерій Рейнольдса газового потоку

$$\text{Re} = wd_e \rho_{\text{Г}} / \mu_{\text{Г}}.$$

31. Коефіцієнт форми для прямокутного каналу

$$\psi_{\text{к}} = 1,5, \quad \text{коли} \quad R_{\text{ан}}/H < 0,1;$$
$$\psi_{\text{к}} = 0,83(R_{\text{ан}}/H)^2 - 1,39(R_{\text{ан}}/H) + 1,46, \quad \text{коли} \quad R_{\text{ан}}/H \geq 0,1.$$

32. Коефіцієнт тертя газу по поверхні полиці

$$\lambda = 64\psi_{\text{к}}/\text{Re}, \quad \text{коли} \quad \text{Re} \leq 2300;$$
$$\lambda = 0,361\psi_{\text{к}}/\text{Re}^{0,75}, \quad \text{коли} \quad \text{Re} > 2300.$$

33. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів:

$$\Sigma\zeta = \zeta_{\text{вх}} + \zeta_{\text{вих}} + 2\zeta_{90^\circ} + \zeta_{\text{рз}} + \zeta_{\text{рр}},$$

де $\zeta_{\text{вх}} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{\text{вих}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{\text{рз}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{\text{рр}} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку.

33. Гідрравлічний опір електрофільтра, Па

$$\Delta p = \left(\lambda \frac{H}{d_e} + \Sigma\zeta \right) \frac{\rho_{\text{Г}} w^2}{2}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри, гідравлічний опір пластинчастого електрофільтра й потужність, що ним споживається. Електрофільтр призначений для очищення V^0 газової неоднорідної системи від завислих твердих частинок мінімальним розміром d_{\min} і коефіцієнтом форми ψ_T . Температура газу t , тиск p , густина ρ_T , динамічна в'язкість μ_T , рухливість іонів за нормальних умов R_0 (табл. 1.7).

Таблиця 1.7. Вихідні дані для розрахунку пластинчастого електрофільтра

Варіант	V^0 , м ³ /год	$R_0 \cdot 10^4$, м ² /(В·с)	ψ	p , МПа	Варіант	$d_{\min} \cdot 10^6$, М	t , °С	ρ , кг/м ³	$\mu \cdot 10^6$, Па·с
1	9500	2,48	0,77	0,100	1	1,0	30	1,165	18,6
2	5000	2,10	0,66	0,105	2	9,0	100	0,946	21,9
3	9000	1,58	0,58	0,110	3	1,5	150	0,830	24,1
4	5500	1,48	0,46	0,115	4	8,0	70	1,029	20,6
5	7500	1,62	0,51	0,100	5	2,0	120	0,898	22,8
6	6000	1,57	0,73	0,099	6	6,0	80	1,000	21,1
7	8000	0,98	0,48	0,120	7	4,0	200	0,746	26,0
8	6000	1,75	0,50	0,125	8	9,0	250	0,674	27,4
9	7500	1,13	0,65	0,098	9	3,0	60	1,060	20,1
0	6500	1,63	0,70	0,097	0	5,0	225	0,710	26,5

1.4. Розділення фільтруванням

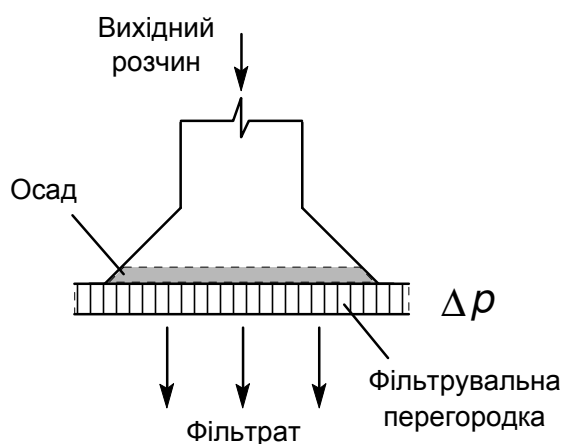


Рис. 1.7. Схема процесу фільтрування

Фільтруванням називається процес довільного чи примусового проходження рідини чи газу крізь порувате середовище, яке супроводжується виділенням завислих частинок твердої фази цим середовищем (ДСТУ 2432) (рис. 1.7).

Рушійною силою фільтрування є перепад тиску Δp по обидва боки поруватого середовища, який іноді утворюється відцентровими силами (при довільному проходженні рідини

крізь вказане середовище рушійною силою є гідростатичний тиск неоднорідної системи, що розділяється).

Однією з характеристик процесу є швидкість фільтрування w_ϕ – кількість фільтрату (рідини чи газу, що пройшли крізь порувате середовище),

який проходить крізь одиницю площі поруватого середовища (фільтрувальної перегородки) за одиницю часу.

Одним із способів фільтрування є фільтрування при постійному перепаді тиску та змінній швидкості фільтрування. Такий режим можливий за умови підтримання сталим гідростатичного стовпа суспензії або у випадку установки ресивера, в якому підтримується тиск, нижчий за атмосферний.

1.4.1. Визначення сталих фільтрування

Позначення вихідних величин:

F – площа фільтрувальної перегородки, м²;

τ_1, τ_2 – час одержання об'єму фільтрату V_1 і V_2 , м³, відповідно, с.

Порядок розрахунку

1. Значення сталих фільтрування k' , с/м⁶, і k'' , с/м³, знайдемо, розв'язавши кінетичне рівняння фільтрування при $\Delta p = \text{const}$ і $w_\phi \neq \text{const}$ для двох значень часу фільтрування та об'єму фільтрату

$$\begin{cases} \frac{\tau_1}{V_1} = k'V_1 + k'', \\ \frac{\tau_2}{V_2} = k'V_2 + k''; \end{cases} \Rightarrow \begin{cases} k' = \frac{\tau_2 - \tau_1}{V_2 - V_1}, \\ k'' = \frac{\tau_1}{V_1} - k'V_1. \end{cases}$$

2. Час одержання V_ϕ фільтрату на даному фільтрі, с

$$\frac{\tau_\phi}{V_\phi} = k'V_\phi + k'' \Rightarrow \tau_\phi = V_\phi (k'V_\phi + k'').$$

3. Середня швидкість фільтрування, м³/(м² · с)

$$w_\phi = \frac{V_\phi}{F\tau_\phi}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити середню швидкість фільтрування w_ϕ і тривалість τ_ϕ проходження V_ϕ фільтрату крізь фільтрувальну перегородку площею F при сталому перепаді тиску на вказаній перегородці, якщо за час τ_1 на фільтрі одержують V_1 , а за час τ_2 – V_2 фільтрату (табл. 1.8).

Таблиця 1.8. Вихідні дані для визначення сталих фільтрування

Варіант	$V_{\phi},$ м^3	$F,$ м^2	Варіант	$\tau_1,$ с	$V_1,$ м^3	$\tau_2,$ с	$V_2,$ м^3
1	0,025	1,5	1	150	0,003	800	0,010
2	0,010	2,0	2	100	0,002	1000	0,011
3	0,035	0,5	3	200	0,004	850	0,012
4	0,015	0,7	4	400	0,008	1750	0,027
5	0,030	1,4	5	300	0,006	1200	0,018
6	0,013	1,2	6	225	0,008	750	0,019
7	0,011	0,8	7	125	0,002	975	0,008
8	0,027	1,3	8	175	0,007	875	0,020
9	0,013	1,6	9	250	0,012	1300	0,035
0	0,017	1,8	0	350	0,035	1500	0,095

Приклад визначення сталих фільтрування

Визначити середню швидкість фільтрування w_{ϕ} і тривалість τ_{ϕ} проходження $V_{\phi} = 0,017 \text{ м}^3$ фільтрату крізь фільтрувальну перегородку площею $F = 1,8 \text{ м}^2$ при сталому перепаді тиску на вказаній перегородці, якщо за час $\tau_1 = 350 \text{ с}$ на фільтрі одержують $V_1 = 0,035 \text{ м}^3$, а за час $\tau_2 = 1500 \text{ с}$ – $V_2 = 0,095 \text{ м}^3$ фільтрату.

Розрахунок

1. Значення сталих фільтрування k' і k'' знайдемо, розв'язавши кінетичне рівняння фільтрування при $\Delta p = \text{const}$ і $w_{\phi} \neq \text{const}$ для двох значень часу фільтрування та об'єму фільтрату

$$\begin{cases} \frac{\tau_1}{V_1} = k'V_1 + k'', \\ \frac{\tau_2}{V_2} = k'V_2 + k''; \end{cases} \Rightarrow \begin{aligned} k' &= \frac{\tau_2 - \tau_1}{V_2 - V_1} = \frac{1500 - 350}{1500 - 350} = 5 \text{ с/м}^6, \\ k'' &= \frac{\tau_1}{V_1} - k'V_1 = \frac{350}{0,035} - 5 \cdot 0,035 = 9999 \text{ с/м}^3. \end{aligned}$$

2. Час одержання V_{ϕ} фільтрату на даному фільтрі

$$\frac{\tau_{\phi}}{V_{\phi}} = k'V_{\phi} + k'' \Rightarrow \tau_{\phi} = V_{\phi} (k'V_{\phi} + k'') = 0,017 \cdot (5 \cdot 0,017 + 9999) = 170 \text{ с}.$$

3. Середня швидкість фільтрування

$$w_{\phi} = \frac{V_{\phi}}{F\tau_{\phi}} = \frac{0,017}{1,8 \cdot 170} = 5,6 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \cdot \text{с}).$$

Висновок

Визначити середню швидкість фільтрування $w_{\phi} = 5,6 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ і тривалість $\tau_{\phi} = 170 \text{ с}$ проходження фільтрату крізь фільтрувальну перегородку.

1.5. Розділення за допомогою спеціальних методів

1.5.1. Розрахунок пінного апарата

Виділення твердих частинок дисперсної фази з неоднорідних газових систем у мокрих пилоуловлювачах, одними з найефективніших серед яких є пінні пилоуловлювачі, відбувається завдяки змочуванню частинок рідиною, найчастіше водою.

Інтенсивність та ефективність процесу зростають із збільшенням площі поверхні контакту неоднорідної газової системи й рідини, наприклад, шляхом диспергування газу на численні бульбашки, які утворюють з рідиною піну, або диспергуванням рідини в газі на краплі.

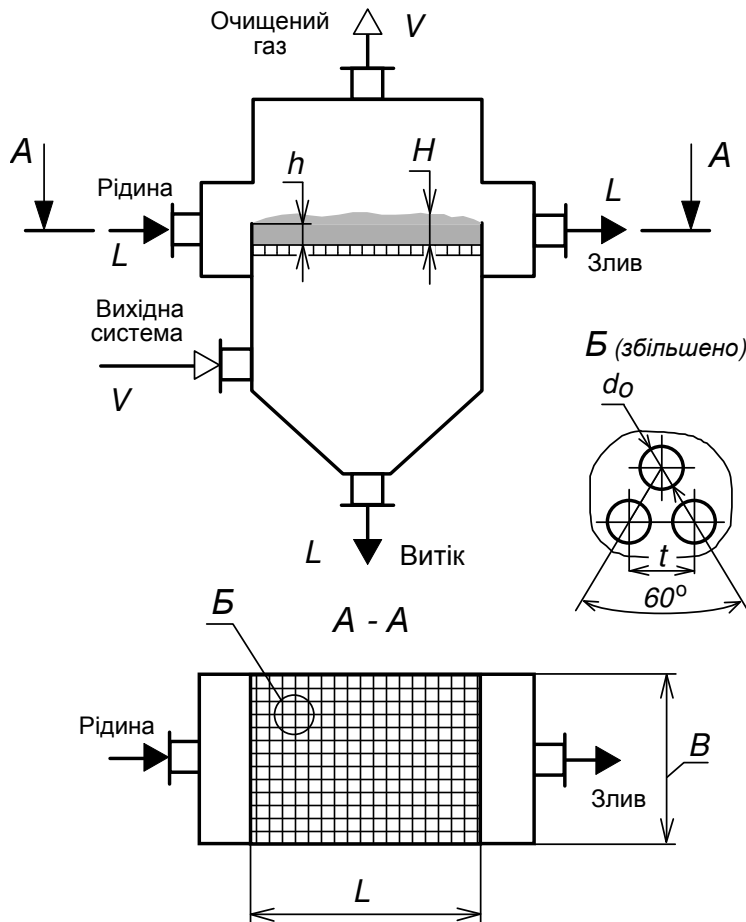


Рис. 1.8. Схема пінного пилоуловлювача

вищує ефективність уловлювання твердих частинок з газу. Тому більшого розповсюдження набули пінні апарати прямокутного поперечного перерізу.

Пінні апарати бувають одно- та багатополічні (однополічні звичайно застосовуються при масовій концентрації твердої фази у вихідній газовій системі не більше $0,02 \text{ кг/м}^3$), з повним протіканням рідини крізь отвори газорозподільної решітки, а також з протіканням рідини крізь отвори решітки та одночасним відведенням рідини через зливальний пристрій над решіткою (рис. 1.8).

У поперечному перерізі апарати можуть бути круглими та прямокутними. У круглому апараті забезпечується більш рівномірний потік газу, у прямокутному – рівномірний потік рідини на решітці, що сприяє більш стабільному утворенню шару піни й підвищує ефективність уловлювання твердих частинок з газу.

Подача рідини на решітку може здійснюватися з одного боку решітки, а відведення зливу – з протилежного, або подача – посередині решітки по обидва протилежні боки, а відведення зливу – вздовж інших двох боків решітки.

Розмір уловлюваних частинок твердої фази 0,01–10 мкм, ступінь очищення 85–99 % і вище.

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору пінного апарата прямокутного перерізу.

Позначення вихідних величин

\bar{c}_n – вихідна концентрація твердої фази в газі, кг/м³;

t – температура газу, °С;

V^0 – об'ємна витрата газу за нормальних умов, м³/год;

ρ_r – густина газу, кг/м³;

ρ_p – густина робочої рідини, кг/м³;

σ_p – поверхневий натяг на границі поділу фаз «рідина – газ», Н/м.

η – необхідний ступінь очищення газу від твердих частинок.

Порядок розрахунку

Примітка. Коли температура газу $t \leq 100$ °С, розрахунок витрати рідини виконують, виходячи з гідродинаміки й матеріального балансу процесу, а коли $t > 100$ °С – виходячи з теплового балансу процесу.

1. Робоча приведена (фіктивна) швидкість газу в апараті w обирається рівною 1...3 м/с.

Примітка. При $w < 1$ м/с спостерігається незадовільне піноутворення, а при $w > 3$ м/с – порушення шару піни й можливе проходження газу без взаємодії з рідиною.

2. Об'ємна витрата газу в апараті за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

3. Площа поперечного перерізу, м²

$$F = V/w.$$

4. Розміри поперечного перерізу апарата: ширина $B = \sqrt{F/1,5}$, довжина $L = 1,5B$.

5. Відносна масова частка твердої фази у витоку \bar{X}_v , (кг твердої фази)/(кг води), береться рівною 0,05 для схильних до злипання твердих частинок і 0,2 для частинок, не схильних до злипання.

6. Коефіцієнт розподілу твердої фази між витоком і зливом K_p звичайно знаходиться в інтервалі 0,6...0,8.

7. Масова продуктивність апарата по уловлюваній твердій фазі, кг/с

$$G_T = \eta \bar{c}_T V.$$

8. Масова витрата води у витоку, кг/с

$$L_B = K_p G_T / \bar{X}_B.$$

9. Масова витрата води у зливі L_3 , кг/с, уздовж одного боку решітки (див. рис. 1.8) – (0,8...1,2) L_B , уздовж двох боків – (1,6...2,4) L_B .

10. Загальна масова витрата води в апараті, кг/с

$$L = L_B + L_3.$$

11. Питома витрата води, (кг води)/(м³ газу)

$$l = L/V.$$

12. Діаметр отворів решітки $d_o = 2...6$ мм.

13. Швидкість газу в отворах решітки w_o обирається з інтервалу 6...8 м/с, коли $d_o \geq 3,5$ мм, та з інтервалу 10...13 м/с, коли $d_o < 3,5$ мм.

14. Площа отворів решітки, м²

$$F_o = \frac{w}{\phi w_o} F.$$

де $\phi = 0,95$ – коефіцієнт використання площі решітки під отвори ($\phi < 1$ внаслідок наявності опор решітки тощо).

15. Крок отворів решітки за умови їх розміщення у вершинах рівносторонніх трикутників, м

$$t_o = d_o \sqrt{0,91F/F_o}.$$

16. Товщина решітки δ звичайно становить 4...10 мм.

17. Коефіцієнт швидкості пилоуловлювання, м/с:

$$K_w = \frac{2\eta}{2-\eta} w.$$

18. Висота шару піни при уловлюванні водою гідрофільних твердих частинок, м

$$H = K_w - 1,95w + 0,09.$$

19. Висота вихідного шару води на решітці, м

$$h_0 = 1,43 \frac{H^{1,47}}{w^{0,83}}.$$

20. Напруженість зливу, кг/(м · с)

а) при зливі вздовж одного боку решітки $i = L_3/B$;

б) при зливі вздовж двох боків $i = L_3/(2B)$.

21. Розрахункова висота переливного порога, м

$$h'_п = 2,5h_0 - 0,0176i^{0,67}.$$

Примітка. Якщо обчислена величина $h'_п$ від'ємна, необхідно зменшити швидкість газу w і повторно виконати розрахунки, починаючи з п.2.

22. Виконавча висота переливного порогу $h_п$ береться рівною (1,1...1,2) $h'_п$ і звичайно округлюється до величини, кратної 10 мм.

23. Гідрравлічний опір сухої решітки, Па

$$\Delta p_c = \zeta \left(\frac{F}{F_0} \right) \frac{\rho_r w^2}{2},$$

де $\zeta = 1,1-2,0$ – коефіцієнт опору сухої решітки.

24. Гідрравлічний опір шару піни на решітці, Па

$$\Delta p_п = \rho_p g H.$$

Примітка. Використання густини рідини ρ_p замість густини піни трохи збільшує опір $\Delta p_п$, проте ця заміна густин значно полегшує розрахунок.

25. Гідрравлічний опір, зумовлений силами поверхневого натягу, Па

$$\Delta p_\sigma = 4\sigma_p/d_o.$$

26. Загальний гідрравлічний опір решітки, Па

$$\Delta p_{рш} = \Delta p_c + \Delta p_п + \Delta p_\sigma.$$

27. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів

$$\Sigma \zeta = \zeta_{вх} + \zeta_{рр} + \zeta_{90^\circ} + \zeta_{рз} + \zeta_{вих},$$

де $\zeta_{вх} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{рр} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{рз} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{вих} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата.

28. Гідрравлічний опір апарата, Па

$$\Delta p = \Delta p_{рш} + \Sigma \zeta \frac{\rho_r w^2}{2}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри й гідравлічний опір пінного апарата прямокутного перерізу для очищення V^0 газової неоднорідної системи від твердих частинок, схильних до злипання. Вихідна масова концентрація твердої фази в системі $\bar{c}_п$. Температура газу t , густина $\rho_г$, необхідний ступінь очищення η . Густина робочої рідини (води) $\rho_р$, поверхневий натяг на границі поділу фаз «рідина – газ» $\sigma_р$ (табл. 1.9).

Таблиця 1.9. Вихідні дані для розрахунку пінного апарата

Варіант	V^0 , м ³ /год	t , °С	$\rho_г$	$\rho_р$	$\sigma_р$, мН/м	Варіант	$\bar{c}_п$, г/м ³	η
			кг/м ³					
1	20 000	60	1,060	983	66,22	1	8,0	0,990
2	45 000	70	1,029	978	64,35	2	7,0	0,992
3	40 000	75	1,015	974	63,47	3	6,0	0,988
4	35 000	80	1,000	972	62,59	4	5,0	0,986
5	42 500	85	0,986	968	61,76	5	9,0	0,984
6	32 500	90	0,972	965	60,72	6	8,3	0,982
7	27 500	95	0,959	962	57,99	7	7,3	0,980
8	30 000	45	1,111	990	68,67	8	6,3	0,991
9	25 000	50	1,093	988	67,69	9	5,3	0,989
0	50 000	65	1,045	980	66,29	0	5,1	0,987

Приклад розрахунку пінного апарата

Визначити основні розміри й гідравлічний опір пінного апарата прямокутного перерізу для очищення $V^0 = 50000$ м³/год газової неоднорідної системи від твердих частинок, схильних до злипання. Вихідна масова концентрація твердої фази в системі $\bar{c}_п = 5,1$ г/м³. Температура газу $t = 65^\circ\text{C}$, густина $\rho_г = 1,045$ кг/м³, необхідний ступінь очищення $\eta = 0,987$. Густина робочої рідини (води) $\rho_р = 980$ кг/м³, поверхневий натяг на границі поділу фаз «рідина – газ» $\sigma_р = 66,29$ мН/м.

Розрахунок

1. Робоча приведена (фіктивна) швидкість газу в апараті w обирається рівною 1...3 м/с: Беремо $w = 1$ м/с.

2. Об'ємна витрата газу в апараті за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{50000}{3600} \left(\frac{65 + 273}{273} \right) = 17,2 \text{ м}^3/\text{с}.$$

3. Площа поперечного перерізу

$$F = V/w = 1 = 17,2 \text{ м}^2.$$

4. Розміри поперечного перерізу апарата:

– ширина $B = \sqrt{F/1,5} = \sqrt{17,2/1,5} = 3,4 \text{ м}$,

– довжина $L = 1,5B = 1,5 \cdot 3,4 = 5,1 \text{ м}$.

5. Відносна масова частка твердої фази у витоку

$$\bar{X}_B = 0,05 \text{ (кг твердої фази)/(кг води)}.$$

6. Коефіцієнт розподілу твердої фази між витоком і зливом

$$K_p = 0,6.$$

7. Масова продуктивність апарата по уловлюваній твердій фазі

$$G_T = \eta \bar{c}_П V = 0,987 \cdot 5,1 \cdot 10^{-3} \cdot 17,2 = 0,087 \text{ кг/с}.$$

8. Масова витрата води у витоку

$$L_B = K_p G_T / \bar{X}_B = 0,6 \cdot 0,087 / 0,05 = 1 \text{ кг/с}.$$

9. Масова витрата води у зливі вздовж одного боку решітки

$$L_3 = (0,8 \dots 1,2) L_B = 0,8 \cdot 1 = 0,8 \text{ кг/с},$$

10. Загальна масова витрата води в апараті

$$L = L_B + L_3 = 1 + 0,8 = 1,8 \text{ кг/с}.$$

11. Питома витрата води

$$l = L/V = 1,8/17,2 = 0,11 \text{ (кг води)/(м}^3 \text{ газу)}.$$

12. Діаметр отворів решітки $d_0 = 2 \text{ мм}$.

13. Швидкість газу в отворах решітки $w_0 = 6 \text{ м/с}$.

14. Площа отворів решітки

$$F_0 = \frac{w}{\phi w_0} F = \frac{1}{0,95 \cdot 6} \cdot 17,2 = 3 \text{ м}^2.$$

де $\phi = 0,95$ – коефіцієнт використання площі решітки під отвори ($\phi < 1$ внаслідок наявності опор решітки тощо).

15. Крок отворів решітки за умови їх розміщення у вершинах рівносторонніх трикутників

$$t_0 = d_0 \sqrt{0,91F/F_0} = 0,002 \sqrt{0,91 \cdot 17,2/3} = 0,046 \text{ м}.$$

16. Товщина решітки $\delta = 5 \text{ мм}$.

17. Коефіцієнт швидкості пилоуловлювання:

$$K_w = \frac{2\eta}{2-\eta} w = \frac{2 \cdot 0,987}{2-0,987} \cdot 1 = 1,95 \text{ м/с}.$$

18. Висота шару піни при уловлюванні водою гідрофільних твердих частинок

$$H = K_w - 1,95w + 0,09 = 1,95 - 1,95 \cdot 1 + 0,09 = 0,09 \text{ м}.$$

19. Висота вихідного шару води на решітці

$$h_0 = 1,43 \frac{H^{1,47}}{w^{0,83}} = 1,43 \frac{0,09^{1,47}}{1^{0,83}} = 0,042 \text{ м}$$

20. Напруженість зливу при зливі вздовж одного боку решітки

$$i = L_3/B = 1,8/3,4 = 0,53 \text{ (кг/м} \cdot \text{с)};$$

21. Розрахункова висота переливного порога

$$h'_\Pi = 2,5h_0 - 0,0176i^{0,67} = 2,5 \cdot 0,042 - 0,0176 \cdot 0,53^{0,67} = 0,094 \text{ м}$$

22. Виконавча висота переливного порогу

$$h_\Pi = (1,1 \dots 1,2) h'_\Pi = (1,1 \dots 1,2) \cdot 0,094 = 0,1 \dots 0,11 \text{ м; беремо } h_\Pi = 0,1 \text{ м.}$$

23. Гідрравлічний опір сухої решітки

$$\Delta p_c = \zeta \left(\frac{F}{F_o} \right) \frac{\rho_\Gamma w^2}{2} = 1,5 \cdot \left(\frac{17,2}{3} \right) \frac{1,045 \cdot 1^2}{2} = 4,5 \text{ Па}$$

де $\zeta = 1,1 - 2,0$ – коефіцієнт опору сухої решітки.

24. Гідрравлічний опір шару піни на решітці

$$\Delta p_\Pi = \rho_p g H = 980 \cdot 9,81 \cdot 0,09 = 865 \text{ Па}$$

25. Гідрравлічний опір, зумовлений силами поверхневого натягу

$$\Delta p_\sigma = 4\sigma_p/d_o = 4 \cdot 66,29 \cdot 10^{-3}/0,002 = 133 \text{ Па}$$

26. Загальний гідрравлічний опір решітки

$$\Delta p_{рш} = \Delta p_c + \Delta p_\Pi + \Delta p_\sigma = 4,5 + 865 + 133 = 1000 \text{ Па}$$

27. Сумарний коефіцієнт місцевих опорів

$$\Sigma \zeta = \zeta_{вх} + \zeta_{pp} + \zeta_{90^\circ} + \zeta_{pz} + \zeta_{вих} = 0,5 + 1 + 1 + 1 + 1 = 4,5$$

де $\zeta_{вх} = 0,5$ – коефіцієнт, який враховує вхід газу в апарат; $\zeta_{pp} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове розширення газового потоку; $\zeta_{90^\circ} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує поворот газу на 90° ; $\zeta_{pz} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує раптове звуження газового потоку; $\zeta_{вих} = 1,0$ – коефіцієнт, який враховує вихід газу з апарата.

28. Гідрравлічний опір апарата, Па

$$\Delta p = \Delta p_{рш} + \Sigma \zeta \frac{\rho_\Gamma w^2}{2} = 1000 + 4,5 \frac{1,045 \cdot 1^2}{2} = 1005 \text{ Па}$$

Висновок

Визначили основні розміри: площа поперечного перерізу – 17,2 м², висота переливного порогу – 0,1 м й гідравлічний опір апарату – 1 кПа.

1.6. Питання для самоконтролю

1. Під дією яких сил може здійснюватись осадження?
2. Сформулюйте поняття «неоднорідна система», «дисперсна фаза», «дисперсійне середовище». Наведіть приклади бінарних неоднорідних систем.
3. Які сили можуть бути рушійними в процесах розділення неоднорідних систем?
4. Наведіть основні критерії подібності гідромеханічних процесів. Поясніть їх фізичний зміст.
5. Від яких факторів і як залежить швидкість осадження частинок під дією сили тяжіння? Що таке коефіцієнт форми частинки?
6. Які можливі режими осадження частинок і як вони визначаються?
7. Отримайте залежність для визначення поверхні осадження відстійника.
8. У яких випадках доцільно використовувати пилоосаджувальну камеру? Під дією яких сил відбувається осадження в цьому апараті?
9. Чому продуктивність багатополічної пилоосаджувальної камери при однакових розмірах зростає зі збільшенням числа полиць?
10. Поясніть механізм осадження частинок під дією відцентрових сил. В яких випадках доцільно використовувати відцентрове осадження?
11. Що таке фактор розділення в процесах осадження під дією відцентрових сил? Чи має цей фактор фізичний зміст і яким чином можна збільшити його значення?
12. Опишіть будову і принцип роботи циклона. Чим відрізняються конструкції циклонів?
13. У чому полягає основна відмінність осаджувальної і фільтрувальної центрифуг?
14. Якої форми набуває поверхня рідини в обертовому роторі осаджувальної центрифуги? Чому?
15. Що таке ступінь заповнення ротора центрифуги? Чому він звичайно дорівнює?
16. Що таке час циклу центрифугування? Яким чином визначити час осадження завислих частинок в осаджувальній центрифугі?
17. На що витрачається потужність привода центрифуги? Яке співвідношення цих складових?

18. Які бувають види іонізації газового потоку? Який з них використовується при осадженні в електрофільтрах?
19. Чому коронуючий електрод пластинчастого електрофільтра виконують у вигляді дроту?
20. Які фактори визначають ступінь очищення газів в електрофільтрах? Що таке сухий і мокрий електрофільтри?
21. Чому ступінь очищення газу в трубчастому електрофільтрі більше ніж у пластинчастому?
22. Що є рушійною силою фільтрування?
23. Що таке швидкість фільтрування? Від яких факторів і як вона залежить?
24. Що таке повний і питомий опір осаду та опір фільтрувальної перегородки, від яких параметрів вони залежать, як змінюються під час фільтрування і яку мають розмірність?
25. Які види осаду одержують під час фільтрування і як властивості осаду впливають на швидкість фільтрування?
26. Які режими фільтрування та в яких випадках використовують в промисловості? Який режим забезпечує більшу швидкість фільтрування?
27. В яких випадках може мати місце фільтрування при постійному перепаді тиску та швидкості фільтрування, яка зменшується? Яким чином визначаються сталі фільтрування та як вони використовуються?
28. Поясніть механізм очищення неоднорідної газової системи в пінному апараті.

2. ПЕРЕМІШУВАННЯ РІДКИХ СЕРЕДОВИЩ

Перемішуванням рідкого середовища називається процес багаторазового відносного пересування макроскопічних елементів об'єму рідкого середовища шляхом підведення енергії за допомогою перемішуючого пристрою, потоку рідини, газу або пари (рис. 2.1).

Технологічний ефект перемішування полягає в інтенсифікації теплових, масообмінних і хімічних процесів, а також забезпеченні одержання рівномірного розподілу компонентів однорідної чи неоднорідної системи (розчинів, суспензій, емульсій тощо).

2.1. Розрахунок апарата з механічним перемішувальним пристроєм

Мета розрахунку – визначення потужності привода мішалки.

Позначення вихідних величин

C, m – коефіцієнти критеріального рівняння;

d_B – діаметр вала мішалки в сальниковому ущільненні, м;

D – внутрішній діаметр апарата, м;

H – висота рідини в апараті, м;

n – частота обертання мішалки, s^{-1} ;

p – тиск в апараті, Па;

ρ_p – густина оброблюваного рідкого середовища, kg/m^3 ;

μ_p – динамічна в'язкість оброблюваного рідкого середовища, $Pa \cdot s$;

l – висота сальникової набивки, м;

f – коефіцієнт тертя вала по сальниковій набивці;

η – коефіцієнт корисної дії привода мішалки.

Порядок розрахунку

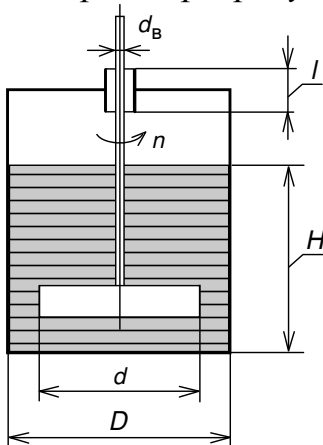


Рис. 2.1. Схема апарата з механічним перемішувальним пристроєм

1. Розрахунковий діаметр нормалізованої мішалки d' обирають з інтервалу $(0,25 \dots 0,3)D$.

Виконавчий діаметр мішалки d беруть як найближчий до розрахункового з ряду, мм: 100; 125; 160; 180; 200; 220; 250; 280; 300; 320; 360; 400; 450; 500; 530; 560; 580; 600; 630; 710; 750; 800; 850; 900; 950; 1000; 1060; 1120; 1180; 1250; 1500; 1600; 1700; 1800; 2000.

2. Значення модифікованого критерію Рейнольдса

$$Re_m = \rho_p n d^2 / \mu_p.$$

3. Значення критерію потужності

$$K_N = C \operatorname{Re}_M^{-m},$$

де C і m – коефіцієнти, які залежать від конструкції мішалки та апарата.

4. Потужність, що витрачається мішалкою на перемішування рідкого середовища, Вт

$$N = K_N \rho_p n^3 d^5.$$

5. Потужність, що витрачається на тертя вала мішалки по сальниковій набивці, Вт

$$N_T = 1,48 p n f l d_B^2.$$

6. Потужність привода мішалки, Вт

$$N_{\text{пр}} = \frac{k_1 k_2 \left(1 + \sum_i k_i \right) N + N_T}{\eta},$$

де k_1 – коефіцієнт перевантаження привода при пуску ($k_1 = 1$ при $w > 1$ м/с; $k_1 = 1,3$ при $w \leq 1$ м/с, де $w = \pi d n$ – колова швидкість кінців лопатей мішалки, м/с); $k_2 = (H/D)^{0,5}$ – коефіцієнт, який враховує ступінь заповнення апарата рідиною; $\sum k_i$ – сума коефіцієнтів, які враховують наявність внутрішніх пристроїв (для зміювика $k = 1,0$; для труби передавлювання, гільзи термометра або за наявності значної шорсткості внутрішньої поверхні апарата $k = 0,1$; для другої пари лопатей $k = 0,5$).

Завдання для розрахунку

Визначити потужність привода механічного перемішувального пристрою апарата діаметром D . Параметри оброблюваного рідкого середовища: тиск p , густина ρ_p , динамічна в'язкість μ_p , висота H . Параметри мішалки: частота обертання n , діаметр вала в сальниковому ущільненні d_B , висота сальникової набивки l , коефіцієнт тертя вала по сальниковій набивці f , коефіцієнт корисної дії привода η (табл. 2.1).

Таблиця 3.1. Вихідні дані для розрахунку апарата з механічним перемішувальним пристроєм

Варі-ант	D , H		ρ_p , кг/м ³	μ_p , МПа·с	p , МПа	d_B	l	f	Варі-ант	n , с ⁻¹	C	m	η	Внутрішні пристрої
	м	м												
1	0,6	0,5	1857	55,0	0,12	0,030	0,04	0,048	1	2,08	4,05	0,2	0,80	зміювик
2	0,8	0,6	1847	37,0	0,20	0,038	0,05	0,050	2	2,67	0,99	0,15	0,85	гільза
3	1,0	0,8	1837	25,8	0,60	0,057	0,07	0,035	3	4,17	4,63	0,35	0,81	значна шорсткість
4	1,2	1,0	1039	10,2	0,40	0,065	0,06	0,041	4	3,33	3,9	0,2	0,89	друга пара лопатей
5	1,4	1,2	1031	6,5	0,35	0,065	0,07	0,036	5	1,33	5,4	0,18	0,82	зміювик і гільза
6	1,6	1,3	1022	4,4	0,45	0,080	0,08	0,037	6	1,67	3,12	0,21	0,88	дві гільзи
7	1,8	1,5	1013	3,1	0,50	0,13	0,09	0,047	7	0,83	4,05	0,17	0,83	гільза і значна шорсткість
8	2,0	1,6	1004	2,3	0,55	0,13	0,10	0,044	8	16,0	5,98	0,15	0,87	зміювик, гільза і значна шорсткість
9	2,2	1,8	996	1,8	0,15	0,13	0,12	0,040	9	1,05	6,3	0,18	0,84	зміювик і друга пара лопатей
0	2,4	2,0	987	1,5	0,13	0,13	0,14	0,037	0	12,0	1,19	0,15	0,86	дві гільзи і значна шорсткість

Приклад розрахунку апарата з механічним перемішувальним пристроєм

Визначити потужність привода механічного перемішувального пристрою апарата діаметром $D = 2,4$ м. Параметри оброблюваного рідкого середовища: тиск $p = 0,13$ МПа, густина $\rho_p = 987$ кг/м³, динамічна в'язкість $\mu_p = 1,5$ мПа·с, висота $H = 2$ м. Параметри мішалки: частота обертання $n = 12$ с⁻¹, діаметр вала в сальниковому ущільненні $d_b = 0,13$ м, висота сальникової набивки $l = 0,14$ м, коефіцієнт тертя вала по сальниковій набивці $f = 0,037$, коефіцієнт корисної дії привода $\eta = 0,86$; $C = 1,19$; $m = 0,15$.

Розрахунок

1. Вибираємо діаметр нормалізованої мішалки.

Розрахункове значення діаметру нормалізованої мішалки

$$d' = (0,25 \dots 0,3)D = (0,25 \dots 0,3) \cdot 2,4 = 0,6 \dots 0,72 \text{ м},$$

виконавчий діаметр мішалки $d = 630$ мм

2. Значення модифікованого критерію Рейнольдса

$$Re_m = \rho_p n d^2 / \mu_p = 987 \cdot 12 \cdot 0,63^2 / 1,5 \cdot 10^{-3} = 3130000.$$

3. Значення критерію потужності

$$K_N = C Re_m^{-m} = 1,19 \cdot 3130000^{-0,15} = 0,126,$$

де C і m – коефіцієнти, які залежать від конструкції мішалки та апарата.

4. Потужність, що витрачається мішалкою на перемішування рідкого середовища

$$N = K_N \rho_p n^3 d^5 = 0,126 \cdot 987 \cdot 12^3 \cdot 0,63^5 = 21400 \text{ Вт}.$$

5. Потужність, що витрачається на тертя вала мішалки по сальниковій набивці

$$N_T = 1,48 p n f l d_b^2 = 1,48 \cdot 0,13 \cdot 10^6 \cdot 12 \cdot 0,037 \cdot 0,14 \cdot 0,13^2 = 202 \text{ Вт}.$$

6. Потужність привода мішалки

$$N_{\text{пр}} = \frac{k_1 k_2 \left(1 + \sum_i k_i \right) N + N_T}{\eta} = \frac{1 \cdot 0,91 (1 + 0,3) \cdot 21400 + 202}{0,86} = 29700 \text{ Вт},$$

де $k_1 = 1$ при $w = \pi d n = 3,14 \cdot 0,63 \cdot 12 = 23,8$ м/с;

$$k_2 = (H/D)^{0,5} = (2/2,4)^{0,5} = 0,91;$$

$$\sum k_i = 0,1 + 0,1 + 0,1 = 0,3.$$

Висновок

Визначили потужність привода механічного перемішуючого пристрою, яка дорівнює 29,7 кВт.

2.2. Вибір механічного перемішуючого пристрою для перемішування суспензії

Мета розрахунку – вибір механічного перемішуючого пристрою з кількох наявних.

Позначення вихідних величин

d_{max} – максимальний діаметр твердих частинок кулястої форми, м;

D – внутрішній діаметр апарата, м;

H – висота рідини в апараті, м;

\bar{x} – масова частка твердої фази в суспензії, кг/кг;

μ_p – динамічна в'язкість оброблюваного рідкого середовища, Па · с;

ρ_p – густина оброблюваного рідкого середовища, кг/м³;

ρ_T – густина матеріалу розподілених твердих частинок, кг/м³.

Порядок розрахунку

1. Розрахунковий діаметр нормалізованої мішалки d' обирається з інтервалу (0,2...0,3) D .

Виконавчий діаметр мішалки d береться як найближчий до розрахункового з ряду, мм: 100; 125; 160; 180; 200; 220; 250; 280; 300; 320; 360; 400; 450; 500; 530; 560; 580; 600; 630; 710; 750; 800; 850; 900; 950; 1000; 1060; 1120; 1180; 1250; 1500; 1600; 1700; 1800; 2000.

2. Густина суспензії, кг/м³

$$\rho_c = \frac{\rho_T \rho_p}{\bar{x} \rho_p + (1 - \bar{x}) \rho_T}.$$

3. Об'ємна частка твердої фази в суспензії

$$\tilde{x} = \bar{x} \rho_c / \rho_T.$$

4. Динамічна в'язкість суспензії, Па · с

$$\mu_c = \mu_p (1 + 2,5\tilde{x}), \quad \text{коли} \quad \tilde{x} \leq 0,1;$$

$$\mu_c = \mu_p \frac{0,59}{(0,77 - \tilde{x})^2}, \quad \text{коли} \quad 0,1 < \tilde{x} \leq 0,3.$$

5. Значення критерію Галілея та симплексів подібності

$$Ga = g d^3 \rho_c^2 / \mu_c^2; \quad S_p = \rho_T / \rho_c; \quad \Gamma_{d_T} = d_{max} / d; \quad \Gamma_D = D / d,$$

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

6. Значення критерію Рейнольдса для гвинтової й турбінної мішалок

$$Re_{ГВ} = 0,105Ga^{0,6}S_{\rho}^{0,8}\Gamma_{d_T}^{0,4}\Gamma_D^{1,9}, \quad Re_{ТБ} = 0,25Ga^{0,57}S_{\rho}^{0,37}\Gamma_{d_T}^{0,33}\Gamma_D^{1,15}.$$

7. Частота обертання мішалок, c^{-1}

$$n_{ГВ} = \frac{Re_{ГВ} \mu_c}{\rho_c d^2}, \quad n_{ТБ} = \frac{Re_{ТБ} \mu_c}{\rho_c d^2}.$$

8. Значення критеріїв потужності для мішалок

$$K_{N_{ГВ}} = C Re_{ГВ}^{-m}, \quad K_{N_{ТБ}} = 5,98 Re_{ТБ}^{-0,15}.$$

де $C = 4,63; m = 0,35$, коли $Re_{ГВ} \leq 3000$;

$C = 1,19; m = 0,15$, коли $Re_{ГВ} > 3000$.

9. Потужності, які витрачаються мішалками на перемішування суспензії, Вт

$$N_{ГВ} = K_{N_{ГВ}} \rho_c n_{ГВ}^3 d^5, \quad N_{ТБ} = K_{N_{ТБ}} \rho_c n_{ТБ}^3 d^5.$$

10. Відносне відхилення потужностей

$$\Delta_N = (N_{\max} - N_{\min}) / N_{\max},$$

де $N_{\max} = \max \{N_{ГВ}; N_{ТБ}\}$, $N_{\min} = \min \{N_{ГВ}; N_{ТБ}\}$.

Якщо $\Delta_N > 0,05$, вибирають мішалку, яка споживає меншу потужність, якщо $\Delta_N \leq 0,05$ – мішалку, яка обертається повільніше.

Завдання для розрахунку

Вибрати мішалку для рівномірного розподілу твердих частинок в апараті діаметром D , заповненим рідким середовищем висотою $H = D$. Максимальний діаметр твердих частинок кулястої форми d_{\max} , густина матеріалу ρ_T , масова частка твердої фази в суспензії \bar{x} . Густина рідкого середовища ρ_p , його динамічна в'язкість μ_p . Наявні два типи мішалок: трилопатева гвинтова з кроковим співвідношенням, що дорівнює одиниці, та восьмилопатева турбінна закритого типу (табл. 2.2).

Таблиця 2.2. Вихідні дані для розрахунку вибору механічного перемішуючого пристрою для перемішування суспензії

Варіант	D , м	ρ_T , кг/м ³	\bar{x}	Варіант	d_{max} , мм	ρ_p , кг/м ³	μ_p , мПа · с
1	0,8	2400	0,10	1	0,80	1200	90,0
2	1,0	2500	0,25	2	1,50	1900	56,2
3	1,2	2600	0,08	3	0,85	1250	75,4
4	1,4	2450	0,23	4	1,45	1850	41,8
5	1,6	2250	0,15	5	0,90	1300	98,1
6	1,8	2300	0,20	6	1,40	1800	88,0
7	2,0	2750	0,17	7	0,95	1350	80,1
8	2,2	2150	0,11	8	1,30	1750	68,7
9	2,4	2475	0,09	9	1,00	1450	71,0
0	2,5	2525	0,07	0	1,10	1500	63,0

Приклад розрахунку вибору механічного перемішуючого пристрою для перемішування суспензії

Вибрати мішалку для рівномірного розподілу твердих частинок в апараті діаметром $D = 2,5$ м, заповненим рідким середовищем висотою $H = 2,5$ м. Максимальний діаметр твердих частинок кулястої форми $d_{max} = 1,1$ мм, густина матеріалу $\rho_T = 2525$ кг/м³, масова частка твердої фази в суспензії $\bar{x} = 0,07$. Густина рідкого середовища $\rho_p = 1500$ кг/м³, його динамічна в'язкість $\mu_p = 63$ мПа·с. Наявні два типи мішалок: трилопатева гвинтова з кроковим співвідношенням, що дорівнює одиниці, та восьмилопатева турбінна закритого типу.

Розрахунок

1. Вибираємо діаметр нормалізованої мішалки.

$$d' = (0,2 \dots 0,3)D = (0,2 \dots 0,3) \cdot 2,5 = 0,5 \dots 0,75 \text{ м},$$

виконавчий діаметр мішалки $d = 630$ мм.

2. Густина суспензії

$$\rho_c = \frac{\rho_T \rho_p}{\bar{x} \rho_p + (1 - \bar{x}) \rho_T} = \frac{2525 \cdot 1500}{0,07 \cdot 1500 + (1 - 0,07) \cdot 2525} = 1540 \text{ кг/м}^3.$$

3. Об'ємна частка твердої фази в суспензії

$$\tilde{x} = \bar{x} \rho_c / \rho_T = 0,07 \cdot 1540 / 2525 = 0,04.$$

4. Динамічна в'язкість суспензії, Па · с

$$\tilde{x} \leq 0,1, \text{ тоді } \mu_c = \mu_p (1 + 2,5 \tilde{x}) = 63 \cdot 10^{-3} \cdot (1 + 2,5 \cdot 0,04) = 0,0693;$$

5. Значення критерію Галілея та симплексів подібності

$$Ga = gd^3 \rho_c^2 / \mu_c^2 = 9,81 \cdot 0,63^3 \cdot 1540^2 / 0,0693^2 = 1,2 \cdot 10^9;$$

$$S_p = \rho_T / \rho_c = 2525 / 1540 = 1,64;$$

$$\Gamma_{d_T} = d_{\max}/d = 1,1 \cdot 10^{-3}/0,63 = 0,0018;$$

$$\Gamma_D = D/d = 2,5/0,63 = 4,$$

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

6. Значення критерію Рейнольдса для гвинтової й турбінної мішалок

$$\text{Re}_{\text{ГВ}} = 0,105 Ga^{0,6} S_{\rho}^{0,8} \Gamma_{d_T}^{0,4} \Gamma_D^{1,9} = 0,105 \cdot (1,2 \cdot 10^9)^{0,6} \cdot 1,64^{0,8} \cdot 0,0018^{0,4} \cdot 4^{1,9} = 47200,$$

$$\text{Re}_{\text{ТБ}} = 0,25 Ga^{0,57} S_{\rho}^{0,37} \Gamma_{d_T}^{-0,33} \Gamma_D^{1,15} =$$

$$= 0,25 \cdot (1,2 \cdot 10^9)^{0,57} \cdot 1,64^{0,37} \cdot 0,0018^{0,33} \cdot 4^{1,15} = 35500$$

7. Частота обертання мішалок, с^{-1}

$$n_{\text{ГВ}} = \frac{\text{Re}_{\text{ГВ}} \mu_c}{\rho_c d^2} = \frac{47200 \cdot 0,0693}{1540 \cdot 0,63^2} = 5,4, \quad n_{\text{ТБ}} = \frac{\text{Re}_{\text{ТБ}} \mu_c}{\rho_c d^2} = \frac{35500 \cdot 0,0693}{1540 \cdot 0,63^2} = 4.$$

8. Значення критеріїв потужності для мішалок

$$K_{N_{\text{ГВ}}} = C \text{Re}_{\text{ГВ}}^{-m} = 1,19 \cdot 47200^{-0,15} = 0,24,$$

де $C = 1,19; m = 0,15$.

$$K_{N_{\text{ТБ}}} = 5,98 \text{Re}_{\text{ТБ}}^{-0,15} = 5,98 \cdot 35500^{-0,15} = 1,24.$$

9. Потужності, які витрачаються мішалками на перемішування суспензії

$$N_{\text{ГВ}} = K_{N_{\text{ГВ}}} \rho_c n_{\text{ГВ}}^3 d^5 = 0,24 \cdot 1540 \cdot 5,4^3 \cdot 0,63^5 = 5600 \text{ Вт},$$

$$N_{\text{ТБ}} = K_{N_{\text{ТБ}}} \rho_c n_{\text{ТБ}}^3 d^5 = 1,24 \cdot 1540 \cdot 4^3 \cdot 0,63^5 = 12600 \text{ Вт}.$$

10. Відносне відхилення потужностей

$$\Delta_N = (N_{\max} - N_{\min})/N_{\max} = (168 - 137)/168 = 1,45,$$

де $N_{\max} = \max \{N_{\text{ГВ}}; N_{\text{ТБ}}\} = 5,6 \text{ кВт}$, $N_{\min} = \min \{N_{\text{ГВ}}; N_{\text{ТБ}}\} = 12,6 \text{ кВт}$.

Висновок

Вибираємо трилопатеву гвинтову мішалку з кроковим співвідношенням, що дорівнює одиниці, для рівномірного розподілу частинок в апараті.

2.3. Питання для самоконтролю

1. З якою метою здійснюють перемішування рідких середовищ?
2. Що таке інтенсивність та ефективність перемішування? Як вони визначаються?
3. Отримайте модифіковані критерії Рейнольдса та Ейлера.
4. Які фактори і як впливають на потужність привода мішалки?
5. Назвіть основні типи мішалок. Як здійснюється вибір мішалки?
6. З якою метою в посудинах для перемішування встановлюють відбивні перегородки?

3. ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ ТВЕРДОГО ЗЕРНИСТОГО МАТЕРІАЛУ

Псевдозрідження – це процес взаємодії газу або рідини з твердим зернистим матеріалом, при якому частини твердої фази набувають рухомості одна відносно одної за рахунок обміну енергією з псевдозріджувальним потоком газу або рідини (рис. 3.1).

3.1. Розрахунок апарата псевдозрідженого шару

Мета розрахунку – визначення основних розмірів і гідравлічного опору апарата псевдозрідженого шару.

Позначення вихідних величин

d – середній розмір твердих кулястих частинок, м;

G_T – продуктивність апарата за твердим матеріалом, кг/с;

K_w – число псевдозрідження;

t – температура газу, °С;

V^0 – об'ємна витрата газу, м³/год;

ρ_T – істинна густина матеріалу частинок твердої фази, кг/м³;

ρ_T – густина газу, кг/м³;

τ – час обробки матеріалу в апараті, с;

v_T – кінематична в'язкість газу, м²/с.

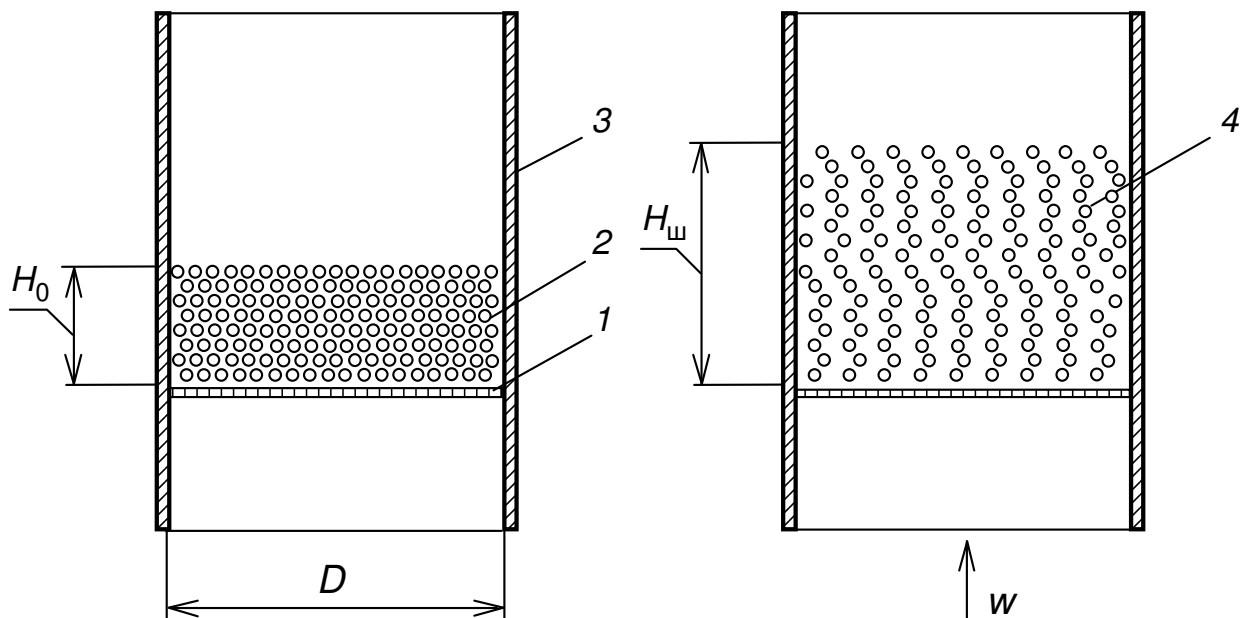


Рис. 3.1. Схема апарата псевдозрідженого шару: 1 – газорозподільна решітка; 2 – шар нерухомого твердого матеріалу; 3 – корпус апарата; 4 – шар рухомого твердого матеріалу

Порядок розрахунку

1. Значення критерію Архімеда для кулястих частинок твердого матеріалу

$$Ar = \frac{gd^3}{\nu_\Gamma^2} \left(\frac{\rho_\Gamma - \rho_\Gamma}{\rho_\Gamma} \right).$$

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

2. Значення критерію Рейнольдса, що відповідає початку псевдозрідження

$$Re_{кр1} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}.$$

3. Швидкість початку псевдозрідження, м/с

$$w_{кр1} = Re_{кр1} \nu_\Gamma / d.$$

4. Значення критерію Рейнольдса, що відповідає початку винесення частинок

$$Re_{кр2} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}}.$$

5. Швидкість початку винесення частинок, м/с

$$w_{кр2} = Re_{кр2} \nu_\Gamma / d.$$

6. Максимальне число псевдозрідження

$$K_{w2} = w_{кр2} / w_{кр1}.$$

7. Робоча швидкість газу в апараті, м/с

$$w' = K_w w_{кр1}.$$

8. Значення критерію Рейнольдса, яке відповідає робочій швидкості газу,

$$Re' = w'd / \nu_\Gamma.$$

9. Порозність шару псевдозрідженого матеріалу

$$\varepsilon = \left(\frac{18 Re' + 0,36 (Re')^2}{Ar} \right)^{0,21}.$$

10. Об'ємна витрата газу за робочих умов, м³/с

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right).$$

11. Площа поперечного перерізу апарата, м²

$$F' = V/w'.$$

12. Розрахунковий внутрішній діаметр апарата, м

$$D' = \sqrt{4F'/\pi}.$$

Виконавчий внутрішній діаметр D вибирається як найближчий до стандартного з ряду, мм:

а) при виготовленні корпусу апарата з листового прокату: 400; 500; 600; 700; 800; 900; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000;

б) при виготовленні корпусу апарата з готових труб: 133; 159; 168; 219; 273; 325; 377; 426; 480; 530; 630; 720; 820; 920; 1020; 1120; 1220; 1320; 1420.

Примітка. Щоб одержати внутрішній діаметр апарата у випадку виготовлення корпусу з готових труб, від стандартного значення діаметра труби необхідно відняти подвоєну товщину стінки, яка становить залежно від діаметра труби 4–12 мм.

13. Дійсна швидкість газу в апараті, м/с

$$w = w'(D'/D)^2.$$

14. Дійсне число псевдозрідження

$$K_{wd} = w/w_{кр1}.$$

15. Маса твердого матеріалу в апараті, кг

$$M_T = G_T \tau.$$

16. Об'єм шару нерухомого твердого матеріалу, м³

$$V_0 = \frac{M_T}{\rho_T(1 - \epsilon_0)},$$

де $\epsilon_0 \approx 0,4$ – порозність нерухомого шару твердих кулястих частинок.

17. Висота нерухомого шару, м

$$H_0 = \frac{4V_0}{\pi D^2}.$$

18. Висота псевдозрідженого шару, м

$$H_{ш} = H_0 \left(\frac{1 - \epsilon_0}{1 - \epsilon} \right).$$

19. Висота апарата H обирається рівною $(1,2\dots1,3)H_{ш}$ з округленням до величини, кратної 10 мм.

20. Гідравлічний опір псевдозрідженого шару, Па

$$\Delta p_{ш} = (1 - \varepsilon_0)(\rho_T - \rho_r)gH_0.$$

21. Гідравлічний опір газорозподільної решітки, Па

$$\Delta p_{рш} = \zeta_{рш} \frac{\rho_r w^2}{2\phi^2}.$$

де $\zeta_{рш} = 1,1\dots2,0$ – коефіцієнт опору газорозподільної решітки; $\phi = 0,01\dots0,05$ – вільний переріз отворів газорозподільної решітки (тобто частка площі перерізу решітки, яку займають отвори).

22. Загальний гідравлічний опір апарата, Па

$$\Delta p = \Delta p_{ш} + \Delta p_{рш}.$$

Завдання для розрахунку

Визначити основні розміри та гідравлічний опір апарата псевдозрідженого шару продуктивністю за твердим матеріалом G_T . Розмір твердих частинок кулястої форми d , істинна густина матеріалу частинок ρ_T . Об'ємна витрата зріджувального агента V^0 , температура t , густина ρ_r , кінематична в'язкість ν_r . Число псевдозрідження K_w . Тривалість оброблення матеріалу в апараті τ (табл. 3.1).

Таблиця 3.1. Вихідні дані для розрахунку апарата псевдозрідженого шару

Варіант	V^0 , м ³ /год	ρ_T , кг/м ³	d , мм	K_w	Варіант	t , °C	ρ_r , кг/м ³	$\nu_r \cdot 10^6$, м ² /с	G_T , кг/с	τ , с
1	3750	3190	2,0	2,0	1	40	1,128	16,96	0,80	500
2	5000	1450	6,0	4,0	2	50	1,093	17,95	1,50	850
3	2750	2240	2,5	2,2	3	60	1,060	18,97	0,90	550
4	4750	2650	5,5	3,8	4	80	1,000	21,09	1,40	800
5	3000	1300	3,0	2,4	5	70	1,029	20,02	1,00	600
6	4500	5000	5,0	3,6	6	100	0,946	23,13	1,30	750
7	3250	1500	3,5	2,6	7	90	0,972	22,10	1,10	650
8	4250	2200	4,5	3,4	8	110	0,922	23,78	0,95	700
9	3500	2650	4,0	2,8	9	30	1,165	16,00	1,20	625
0	4000	2350	6,5	3,0	0	120	0,898	25,45	1,15	575

Приклад розрахунку апарата псевдозрідженого шару

Визначити основні розміри та гідравлічний опір апарата псевдозрідженого шару продуктивністю за твердим матеріалом $G_T = 1,15$ кг/с. Розмір твердих частинок кулястої форми $d = 6,5$ мм, істинна густина матеріалу частинок $\rho_T = 2350$ кг/м³. Об'ємна витрата зріджувального агенту $V^0 = 4000$ м³/год, температура $t = 120$ °С, густина $\rho_r = 0,898$ кг/м³, кінематична в'язкість $\nu_r = 25,45 \cdot 10^{-6}$ м²/с. Число псевдозрідження $K_w = 3$. Тривалість оброблення матеріалу в апараті $\tau = 575$ с.

Розрахунок

1. Значення критерію Архімеда для кулястих частинок твердого матеріалу

$$Ar = \frac{gd^3}{\nu_r^2} \left(\frac{\rho_T - \rho_r}{\rho_r} \right) = \frac{9,81 \cdot (6,5 \cdot 10^{-3})^3}{(25,45 \cdot 10^{-6})^2} \left(\frac{2350 - 0,898}{0,898} \right) = 10881000.$$

де $g = 9,81$ м/с² – прискорення вільного падіння.

2. Значення критерію Рейнольдса, що відповідає початку псевдозрідження

$$Re_{кр1} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}} = \frac{10881000}{1400 + 5,22\sqrt{10881000}} = 584.$$

3. Швидкість початку псевдозрідження

$$w_{кр1} = Re_{кр1} \nu_r / d = 584 \cdot 25,45 \cdot 10^{-6} / 0,0065 = 2,3 \text{ м/с}.$$

4. Значення критерію Рейнольдса, що відповідає початку винесення частинок

$$Re_{кр2} = \frac{Ar}{18 + 0,61\sqrt{Ar}} = \frac{10881000}{18 + 0,61\sqrt{10881000}} = 5360.$$

5. Швидкість початку винесення частинок

$$w_{кр2} = Re_{кр2} \nu_r / d = 5360 \cdot 25,45 \cdot 10^{-6} / 0,0065 = 21 \text{ м/с}.$$

6. Максимальне число псевдозрідження

$$K_{w2} = w_{кр2} / w_{кр1} = 21 / 2,3 = 9,2.$$

7. Робоча швидкість газу в апараті

$$w' = K_w w_{кр1} = 3 \cdot 2,3 = 6,9 \text{ м/с}.$$

8. Значення критерію Рейнольдса, яке відповідає робочій швидкості газу

$$Re' = w'd / \nu_r = 6,9 \cdot 0,0065 / (25,45 \cdot 10^{-6}) = 1750.$$

9. Порозність шару псевдозрідженого матеріалу

$$\varepsilon = \left(\frac{18 \operatorname{Re}' + 0,36(\operatorname{Re}')^2}{\operatorname{Ar}} \right)^{0,21} = \left(\frac{18 \cdot 1750 + 0,36 \cdot 1750^2}{10881000} \right)^{0,21} = 0,5.$$

10. Об'ємна витрата газу за робочих умов

$$V = \frac{V^0}{3600} \left(\frac{t + 273}{273} \right) = \frac{4000}{3600} \left(\frac{120 + 273}{273} \right) = 1,6 \text{ м}^3/\text{с}.$$

11. Площа поперечного перерізу апарата

$$F' = V/w' = 1,6/6,9 = 0,23 \text{ м}^2.$$

12. Розрахунковий внутрішній діаметр апарата

$$D' = \sqrt{4F'/\pi} = \sqrt{4 \cdot 0,23/3,14} = 0,54 \text{ м}.$$

Виконавчий внутрішній діаметр $D = 0,5 \text{ м}$.

13. Дійсна швидкість газу в апараті

$$w = w'(D'/D)^2 = 6,9 \cdot (0,54/0,5)^2 = 7 \text{ м/с}.$$

14. Дійсне число псевдозрідження

$$K_{wd} = w/w_{кр1} = 7/2,3 = 3,1.$$

15. Маса твердого матеріалу в апараті

$$M_T = G_T \tau = 1,15 \cdot 575 = 661 \text{ кг}.$$

16. Об'єм шару нерухомого твердого матеріалу, м^3

$$V_0 = \frac{M_T}{\rho_T(1-\varepsilon_0)} = \frac{661}{2350 \cdot (1-0,4)} = 0,47 \text{ м}^3,$$

де $\varepsilon_0 \approx 0,4$ – порозність нерухомого шару твердих кулястих частинок.

17. Висота нерухомого шару

$$H_0 = \frac{4V_0}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 0,47}{3,14 \cdot 0,5^2} = 2,4 \text{ м}.$$

18. Висота псевдозрідженого шару

$$H_{ш} = H_0 \left(\frac{1-\varepsilon_0}{1-\varepsilon} \right) = 2,4 \left(\frac{1-0,4}{1-0,62} \right) = 3,8 \text{ м}.$$

19. Висота апарата $H = (1,2 \dots 1,3)H_{ш} = 1,25 \cdot 3,8 = 4,7 \text{ м}$.

20. Гідравлічний опір псевдозрідженого шару

$$\Delta p_{\text{ш}} = (1 - \varepsilon_0)(\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{г}})gH_0 = (1 - 0,4)(2350 - 0,898) \cdot 9,81 \cdot 2,4 = 33050 \text{ Па} .$$

21. Гідравлічний опір газорозподільної решітки

$$\Delta p_{\text{рш}} = \zeta_{\text{рш}} \frac{\rho_{\text{г}} w^2}{2\varphi^2} = 1,5 \frac{0,898 \cdot 7^2}{2 \cdot 0,03^2} = 38400 \text{ Па} .$$

де $\zeta_{\text{рш}} = 1,1 \dots 2,0$ – коефіцієнт опору газорозподільної решітки; $\varphi = 0,01 \dots 0,05$ – вільний переріз отворів газорозподільної решітки (тобто частка площі перерізу решітки, яку займають отвори).

22. Загальний гідравлічний опір апарата

$$\Delta p = \Delta p_{\text{ш}} + \Delta p_{\text{рш}} = 33050 + 38400 = 71450 \text{ Па} .$$

Висновок

Визначили основні розміри:

- площа поперечного перерізу – $0,23 \text{ м}^2$
- внутрішній діаметр – $0,5 \text{ м}$
- висота – $4,7 \text{ м}$

та гідравлічний опір $71,45 \text{ кПа}$ апарата псевдозрідженого шару.

3.2. Питання для самоконтролю

1. Наведіть галузі використання псевдозрідження твердого зернистого матеріалу. Поясніть його переваги й недоліки.

2. Які сили діють на частинку в апараті псевдозрідженого шару? При якому їх співвідношенні відбувається псевдозрідження шару і винесення матеріалу?

3. Поясніть характер ідеальної та реальної кривих псевдозрідження. Чим зумовлено наявність піку на ідеальній кривій псевдозрідження?

4. Що таке порозність шару зернистого матеріалу? У чому полягає відмінність порозності шару від пористості твердого матеріалу?

5. Яким чином для даного шару зернистого матеріалу можна визначити критичні швидкості псевдозрідження?

6. Чому робоча швидкість газу в апараті псевдозрідженого шару вибирається більшою за швидкість початку псевдозрідження?

7. Що таке ступінь розширення псевдозрідженого шару? Чому при розрахунках апаратів використовують ступінь розширення, а не порозність псевдозрідженого шару?

8. Чому гідравлічний опір псевдозрідженого шару є сталою величиною?

9. Опишіть конструкції та принцип дії апаратів псевдозрідженого шару. Які функції в апараті виконують решітки? Як розрахувати їх гідравлічний опір?

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНИХ НАВЧАЛЬНО-МЕТОДИЧНИХ МАТЕРІАЛІВ

1. Мікульонок І. О. Механічні та гідромеханічні процеси, апарати і машини хімічної технології : навч. посіб. Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2018. 172 с.
2. Мікульонок І. О. Механічні, гідромеханічні і масообмінні процеси та обладнання хімічної технології : підруч. Київ : НТУУ «КПІ», 2014. 340 с.
3. Мікульонок І. О. Механічні, гідромеханічні й масообмінні процеси та обладнання хімічної технології. 2-ге вид. Київ : ІВЦ «Політехніка», 2002. 304 с.
4. Процеси та обладнання хімічної технології. Ч. 1: підручник / Я. М. Корнієнко, Ю. Ю. Лукач, І. О. Мікульонок та ін. Київ : НТУУ «КПІ», 2011. 300 с.
5. Процеси та обладнання хімічної технології. Ч. 2: підручник / Я. М. Корнієнко, Ю. Ю. Лукач, І. О. Мікульонок та ін. Київ : НТУУ «КПІ», 2012. 416 с.
6. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов. Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. Москва : Химия, 1992. 416 с.
7. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: Учебник для вузов. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. Москва : Химия, 1992. 384 с.
8. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В 2-х книгах. Москва : Химия, 1981. 812 с.
9. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. Москва : Химия, 1973. 754 с.
10. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: Учеб. пособие для вузов. Ленинград : Химия, 1987. 576 с.
11. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивание в жидких средах. Физические основы и инженерные методы расчета. Ленинград : Химия, 1984. 336 с.
12. Васильцов Э. А. Ушаков В. Г. Аппараты для перемешивания жидких сред : справ. пособие. Ленинград : Машиностроение, 1979. 271 с.
13. Жужиков В. А. Фильтрация. Теория и практика разделения суспензий. Москва : Химия, 1980. 398 с.
14. Очистка промышленных газов от пыли / В. Н. Ужов, Л. Ю. Вальдберг, Б. И. Мягков, И. К. Решидов. Москва : Химия, 1981. 390 с.

15. Расчеты аппаратов кипящего слоя / под ред. И. П. Мухленова, Б. С. Сажина, В. Ф. Фролова. Ленинград : Химия, 1986. 350 с.
16. Соколов В. И. Центрифугирование. Москва : Химия, 1976. 407 с.
17. Шкоропад Д. Е., Новиков О. П. Центрифуги и сепараторы для химических производств, Москва : Химия, 1987. 255 с.
18. Механічні, гідромеханічні та масообмінні процеси та апарати : метод. вказівки до практичних занять з курсу ПАХТ. 2-ге вид. / уклад. І. О. Мікульонок, Г. Л. Рябцев. Київ : НТУУ «КПІ», 2000. 88 с.
19. Механічні, гідромеханічні й масообмінні процеси та апарати хімічної технології : метод. вказівки / уклад. І. О. Мікульонок. Київ : НТУУ «КПІ», 1999. 64 с.
20. Процеси, апарати і машини галузі : метод. вказівки до виконання самостійної роботи студентів з дисципліни «Процеси, апарати і машини галузі» для студ. спец. «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» напряму підготовки 6.050503 «Машинобудування» і спец. «Машини і технології пакування» напряму підготовки 6.050502 «Інженерна механіка» / уклад.: В. В. Малиновський, С. В. Сидоренко, Т. Б. Шилевич, І. О. Казак. Київ : НТУУ «КПІ», 2013. 17 с. (ел. видання)
21. Методичні рекомендації до виконання комплексної контрольної роботи з дисципліни «Процеси, апарати і машини галузі» для студ. спец. «Обладнання хімічних виробництв і підприємств будівельних матеріалів» напряму підготовки 6.050503 «Машинобудування» і спец. «Машини і технології пакування» напряму підготовки 6.050502 «Інженерна механіка» / уклад.: В. В. Малиновський, І. О. Казак. Київ : НТУУ «КПІ», 2013. 12 с. (ел. видання)

ЗМІСТ

ВСТУП.....	3
1. Розділення рідких і газових неоднорідних систем.....	5
1.1. Розділення осадженням під дією сили тяжіння.....	5
1.1.1. Розрахунок пилоосаджувальної камери.....	10
1.1.2. Розрахунок гравітаційних гребкових відстійників.....	18
1.2. Розділення осадженням під дією відцентрової сили	19
1.2.1. Розрахунок циклона	19
1.2.2. Розрахунок вертикальної осаджувальної центрифуги періодич- ної дії	25
1.3. Розділення осадженням під дією сил електричного поля	31
1.3.1. Розрахунок трубчастого електрофільтра	32
1.3.2. Розрахунок пластинчастого електрофільтра	40
1.4. Розділення фільтруванням	44
1.4.1. Визначення сталих фільтрування	45
1.5. Розділення спеціальними методами	47
1.5.1. Розрахунок пінного апарата	47
1.6. Питання для самоконтролю	54
2. Перемішування рідких середовищ.....	56
2.1. Розрахунок апарата з механічним перемішуючим пристроєм	56
2.2. Вибір механічного перемішуючого пристрою для перемішування су- спензії	59
2.3. Питання для самоконтролю	62
3. Псевдозрідження твердого зернистого матеріалу.....	63
3.1. Розрахунок апарата псевдозрідженого шару.....	63
3.2. Питання для самоконтролю	69
СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНИХ НАВЧАЛЬНО-МЕТОДИЧНИХ МАТЕРІАЛІВ.....	70

Електронне мережне навчальне видання

Мікульонок Ігор Олегович
Казак Ірина Олександрівна

**ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ, АПАРАТИ І МАШИНИ ХІМІЧНОЇ
ТЕХНОЛОГІЇ.**

Практикум з навчальної дисципліни

для підготовки бакалаврів, які навчаються за спеціальністю

133 – «Галузеве машинобудування»,

*спеціалізація «Інжиніринг, комп'ютерне моделювання та проектування обладнання вироб-
ництв полімерних і будівельних матеріалів та виробів» та за спеціальністю*

131 – «Прикладна механіка», спеціалізація «Машини і технології пакування»

Комп'ютерна правка та верстка – *авторські*