

**Міністерство освіти і науки України  
Національний технічний університет України  
«Київський політехнічний інститут  
імені Ігоря Сікорського»**

**Я.М. Корнієнко, С.С. Гайдай**

**ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ – 3.  
ГІДРОМЕХАНІЧНІ ТА МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ:  
ПРАКТИКУМ**

Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського як навчальний посібник для здобувачів першого (бакалаврського) рівня, за спеціальністю 133 «Галузеве машинобудування», освітньою програмою «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії»

Київ, КПІ ім. Ігоря Сікорського

2023

Процеси та обладнання хімічної технології – 3. Гідромеханічні та механічні процеси: практикум [Електронний ресурс]: навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», освітньої програми «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: Я.М. Корнієнко, С.С. Гайдай – Електронні текстові данні (1 файл: 6,73 Мбайт). – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського. – 2023. – 210 С.

Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № 7 від 27.04.2023 р.) за поданням Вченої ради інженерно-хімічного факультету (протокол № 3 від 27.03.2023 р.)

Електронне мережне навчальне видання

Корнієнко Ярослав Микитович д.т.н., професор

Гайдай Сергій Сергійович, к.т.н., ст.викл.

Процеси та обладнання хімічної технології – 3.  
Гідромеханічні та механічні процеси: практикум

Відповідальний

редактор

*Корнієнко Я.М.* д.т.н., професор

Рецензент:

*Щербина В.Ю.*, д.т.н., професор

У навчальному посібнику наведені теоретичні матеріали для виконання практичних робіт із дисципліни: «Процеси та обладнання хімічної технології – 3. Гідромеханічні та механічні процеси», а саме: процеси розділення неоднорідних газових та рідких систем при осадженні у гравітаційному полі та у полі відцентрових сил, центрифугування, перемішування, псевдозрідження, подрібнення матеріалів.

Навчальний посібник призначений для студентів спеціальності 133 – Галузеве машинобудування, освітньої програми: «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії». Видання включає індивідуальні завдання для виконання розрахункової роботи.

© Я.М. Корнієнко, С,С, Гайдай, 2022

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2022

## ВСТУП

Для створення єдиного уявлення про умови протікання процесів хімічної технології необхідне розуміння основних понять, гіпотез, аксіом, фундаментальних законів, а також деяких аспектів історичного розвитку цих процесів. Гідромеханічні процеси є базовою інженерною дисципліною, особливо для інженерів, які навчаються спеціальністю 133 «Галузеве машинобудування», освітньою програмою «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії». При вивченні дисципліни студенти оволодівають основними законами гідромеханічних процесів, які широко використовуються під час вирішення практичних завдань у багатьох галузях техніки: хімічному машинобудуванні; нафтопереробці, мембранній техніці, переробці полімерів, виробництві фармацевтичних препаратів та холодильній техніці, водопостачанні та постачанні повітрям, тощо.

Гідромеханічні процеси, а саме розділення газових та рідких систем у гравітаційному і відцентровому полі та при фільтрації, перемішування рідин та псевдозрідження, а також механічні процеси подрібнення на виробництвах є надзвичайно важливими, тому особливу увагу необхідно приділяти засвоєнню теоретичних знань при виконанні практичних робіт із вибором найбільш енергоефективного обладнання, яке задовольняє всі поставлені вимоги на виробництвах. Застосування пакетів програмного забезпечення для розв'язку поставлених задач забезпечує мінімізацію витрат часу на вибір типового обладнання, а також дає змогу більш детально зрозуміти вплив кожного параметру на реалізацію гідромеханічних та механічних процесів при застосуванні відповідних апаратів, а саме: пилоосаджувальної камери, циклонів, гідроциклонів, стрічкових та барабанних вакуум-фільтрів, центрифуг відстійного та фільтруючого типів, рідинних мішалок, апарату із псевдозрідженим шаром, шокової та валкової дробарок, бігунів та кульового млина.

## ЗМІСТ

РОЗДІЛ I. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ ГАЗОВИХ та рідких СИСТЕМ.....	8
1. Розрахунок пилоосаджувальної камери (газового відстійника).....	12
1.1. Теоретичні відомості.....	12
1.2. Огляд конструкції пилоосаджувальної камери (газового відстійника). ....	14
1.3. Методика розрахунку пилоосаджувальної камери (газового відстійника) .....	15
1.4. Приклад програми розрахунку газового відстійника в <i>Mathcad</i> .....	19
2. Розрахунок циклона .....	22
2.1. Теоретичні відомості.....	22
2.2. Огляд конструкцій циклонів.....	26
2.3. Методика розрахунку циклона .....	31
2.4. Приклад програми розрахунку циклона в <i>Mathcad</i> .....	36
3. Розрахунок гідроциклону .....	45
3.1. Теоретичні відомості.....	45
3.2. Огляд конструкцій і класифікація апаратів гідроциклонного типу .....	49
3.3. Методика розрахунку гідроциклону .....	51
3.4. Приклад програми розрахунку гідроциклону в <i>Mathcad</i> .....	54
4. Розрахунок стрічкового вакуум-фільтра.....	56
4.1. Теоретичні відомості.....	56
4.2. Огляд конструкції стрічкового вакуум-фільтра .....	57
4.3. Методика розрахунку стрічкового вакуум-фільтра .....	59
4.4. Приклад програми розрахунку стрічкового вакуум-фільтра в <i>Mathcad</i> .....	62
5. Розрахунок барабанного вакуум-фільтра .....	66
5.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкції барабанного вакуум-фільтра.....	66
5.2. Методика розрахунку барабанного вакуум-фільтра .....	68
5.3. Приклад програми розрахунку барабанного вакуум-фільтра в <i>Mathcad</i> ....	73
6. Розрахунок центрифуги відстійного типу .....	81
6.1. Теоретичні відомості.....	81
6.2. Огляд конструкцій відстійних центрифуг .....	82

6.3. Методика розрахунку центрифуги відстійного типу .....	88
6.4. Приклад програми розрахунку центрифуги відстійного типу в <i>Mathcad</i> ...	93
7. Розрахунок центрифуги фільтруючого типу .....	98
7.1. Теоретичні відомості.....	98
7.2. Огляд конструкцій фільтруючих центрифуг .....	100
7.3. Методика розрахунку центрифуги фільтруючого типу .....	102
7.4. Приклад програми розрахунку центрифуги фільтруючого типу в <i>Mathcad</i> .....	107
8. Розрахунок рідинної мішалки .....	112
8.1. Теоретичні відомості.....	112
8.2. Огляд конструкцій мішалок.....	115
8.3. Методика розрахунку рідинної мішалки .....	118
8.4. Приклад програми розрахунку рідинної мішалки в <i>Mathcad</i> .....	122
9. Розрахунок апарату із псевдозрідженим шаром.....	126
9.1. Теоретичні відомості.....	126
9.2. Методика розрахунку апарату із псевдозрідженим шаром.....	128
9.4. Приклад програми розрахунку апарату із псевдозрідженим шаром в <i>Mathcad</i> .....	138
<b>РОЗДІЛ II. ПОДРІБНЕННЯ ТВЕРДИХ МАТЕРІАЛІВ .....</b>	<b>145</b>
10. Розрахунок щоклової дробарки.....	145
10.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій щоклових дробарок .....	145
10.2. Методика розрахунку щоклової дробарки.....	149
10.3. Приклад програмного розрахунку щоклової дробарки в <i>Mathcad</i> .....	154
11. Розрахунок валкової дробарки .....	157
11.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій валкових дробарок.....	157
11.2. Методика розрахунку валкової дробарки .....	162
11.3. Приклад програми розрахунку валкової дробарки в <i>Mathcad</i> .....	166
12. Розрахунок бігунів .....	169
12.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкції бігунів.....	169
12.2. Методика розрахунку бігунів .....	173

12.3. Приклад програми розрахунку бігунів у <i>Mathcad</i> .....	176
13. Розрахунок кульового млина .....	179
13.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій кульових млинів.....	179
13.2. Методика розрахунку кульового млина.....	183
13.3. Приклад програми розрахунку бігунів у <i>Mathcad</i> .....	186
ДОДАТОК 1. Завдання та вихідні дані до розрахунків .....	189
Додаток 1.1. Завдання та вихідні дані до розрахунку пилоосаджувальної камери (газового відстійника) .....	189
Додаток 1.2. Завдання та вихідні дані до розрахунку циклона .....	190
Додаток 1.3. Завдання та вихідні дані до розрахунку гідроциклону.....	191
Додаток 1.4. Завдання та вихідні дані до розрахунку стрічкового вакуум-фільтра .....	192
Додаток 1.5. Завдання та вихідні дані до розрахунку барабанного вакуум-фільтра .....	193
Додаток 1.6. Завдання та вихідні дані до розрахунку центрифуги відстійного типу .....	194
Додаток 1.7. Завдання та вихідні дані до розрахунку фільтруючої центрифуги .....	195
Додаток 1.8. Завдання та вихідні дані до розрахунку рідинної мішалки.....	196
Додаток 1.9. Завдання та вихідні дані до розрахунку апарату із псевдозрідженим шаром .....	197
Додаток 1.10. Завдання та вихідні дані до розрахунку щоклової дробарки .....	198
Додаток 1.11. Завдання та вихідні дані до розрахунку валкової дробарки .....	199
Додаток 1.12. Завдання та вихідні дані до розрахунку бігунів.....	200
Додаток 1.13. Завдання та вихідні дані до розрахунку кульового млина .....	201
ДОДАТОК 2. Деякі табличні значення.....	202
СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ.....	210

# РОЗДІЛ I. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ ГАЗОВИХ ТА РІДКИХ СИСТЕМ

## Загальні положення.

Всі неоднорідні системи називають *дисперсіями*.

Дисперсія складається із *дисперсійного середовища* (ДС) та *дисперсної фази* (ДФ). Залежно від агрегатного стану дисперсійного середовища та дисперсної фази дисперсії поділяють на:

1. *Суспензії*: ДС – рідина, ДФ – тверді частинки.

У залежності від розміру твердих частинок суспензії поділяють на:

а) Грубі суспензії –  $d > 100$  мкм;

б) Тонкі суспензії –  $0.5 \leq d \leq 100$  мкм;

в) *Муті* –  $1 \leq d \leq 0.5$  мкм;

г) Колоїдні системи –  $d \leq 0.1$  мкм.

2. *Емульсії*: ДС – рідина, ДФ – рідина  $d \leq 0,5$  мкм.

3. *Пили*: ДС – газ, ДФ – тверді частинки із розміром  $d > 1$  мкм;

4. *Дими*: ДС – газ, ДФ – тверді частинки із розміром  $d < 1$  мкм.

5. *Тумани*: ДС – газ, ДФ – рідина з частинками із розміром  $d < 1$  мкм.

6. *Піна*: ДС – рідина; ДФ – газ.

## **Метою розділення є:**

- уловлення цінних продуктів;
- видалення шкідливих домішок, які призводять до корозії апаратів;
- зменшення викидів в навколишнє середовище.

Перший етап вивчення процесів розділення розглянемо на прикладі розділення неоднорідних газових систем з розміром частинок більше 1 мкм, тобто вловлювання пилу. Апарати, призначені для вилучення пилу з газових дисперсій, називаються пиловловлювачами.

Орієнтовна класифікація пиловловлювачів проводиться за *принципом дії*:

1. Механічні;
2. Електричні.

Класифікація пиловловлювачів за *способами*:



## 1. Механічні:

- Сухі;
- Гравітаційні;
- Інерційні;
- Відцентрові.

## 2. Фільтруючі:

- Волокнисті фільтри;
- Тканинні фільтри;
- Зернисті фільтри.

## 3. Мокрі:

- Крапельні;
- Плівкові;
- Барботажні.

## 4. Електричні:

- Однозонні: сухі горизонтальні, сухі вертикальні, мокрі.
- Двохзонні.

Основні властивості пилу.

1. *Густина частинок*: розрізняють дійсну, насипну та уявну густину.

2. *Дисперсний склад частинок пилу*. В процесі розділення первинні частинки пилу можуть об'єднуватись у великі агломерати за рахунок коагуляції. Тому в техніці очищення пилу більше значення набуває так званий стоксівський діаметр.

Більшість пилу має логарифмічно нормальне розподілення (ЛНР) маси за розмірами. Аналітичний вираз інтегральної кривої розподілу маси частинок за розмірами має вигляд:

$$D(d_q) = \frac{100}{\lg \sigma_q \sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{\lg d_q} e^{-\frac{\lg^2(d_q/d_m)}{2\lg^2 \sigma_q}} d \lg d_q, \quad (1.1)$$

де  $d_q$  – відносний вміст часток менше заданого розміру, %;

$\lg \sigma_q$  – середнє квадратичне відхилення даного розподілення;

$\lg(d_q/d_m)$  – логарифмічне відношення поточного значення  $d_q$  до медіанного (це таке значення, при якому число часток більше  $d_m$  дорівнює числу часток менше  $d_m$ ).

При підстановці до попередньої формули виразу:

$$t = \frac{\lg(d_q / d_m)}{\lg \sigma_q}, \quad (1.2)$$

одержимо:

$$D(d_q) = \frac{100}{\sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^t e^{-t^2 \cdot 2} dt. \quad (1.3)$$

Окрім стоксівського діаметра розрізняють *аеродинамічний діаметр частинки*  $d_{\text{ча}}$ . Цей діаметр характеризує діаметр сфери, швидкість осадження (седиментації) якої відповідає швидкості осадження частинки з густиною  $1000 \text{ кг/м}^3$ .

Величина  $d_{\text{ча}}$  може бути визначена за формулою:

$$d_{\text{ча}} = d_q (\rho_q C_k)^{1/2}, \quad (1.4)$$

де  $\rho_q$  – густина частинки,  $\text{кг/м}^3$ ;  $C_k$  – поправка Кенінгема-Мілікена.

3. Адгезійні властивості пилу:

- незлипаючі;
- слабозлипаючі;
- середньозлипаючі;
- сильнозлипаючі.

4. Абразивність пилу.

5. Змочуваність:

- гідрофільні (добре змочувані: кальцій, кварц, силікат);
- гідрофобні (погано змочувані водою: графіт, вугілля, сірка).

6. Гігроскопічність та розчинність частинок.

7. Питомий електричний опір (ПЕО):

- *Низькоомні* – ПЕО =  $10^4 \text{ Ом} \times \text{м}$  – миттєво розряджаються, спричиняють вторинний винос;
- *Середньоомні* –  $10^4 \leq \text{ПЕО} \leq 10^{10} \text{ Ом} \times \text{м}$  – добре вловлюються в електрофільтрах;

– Високоомні ПЕО  $>10^{10} \div 10^{13}$  Ом $\times$ м – важко вловлюються в електрофільтрах.

8. Здатність частинок до самозаймання та створення вибухонебезпечних сумішей з повітрям:

– Якщо 1 г пилу має поверхню 1 м<sup>2</sup>, то пил здатен до самозаймання та утворення вибухових сумішей з повітрям.

– Мінімальна вибухонебезпечна концентрація пилу в повітрі – 20 $\div$ 50 г/м<sup>3</sup>, максимальна – 700 $\div$ 800 г/м<sup>3</sup>.

– Чим більший вміст кисню в газовій суміші, тим вірогідніший вибух та більша його сила.

При вмісті кисню менше 16% пиловидна суміш не вибухає.

# 1. Розрахунок пилоосаджувальної камери (газового відстійника)

## 1.1. Теоретичні відомості

Фізична модель розділення неоднорідних газових систем в полі сил тяжіння полягає в тому, що якщо тверду сферичну частинку розмістити в газовому середовищі, то її рух відбувається під дією таких сил, рисунок 1.1:

- сили тяжіння  $G$ , прикладеної до центра мас і направленої вертикально вниз;
- сили Архімеда  $A$ , прикладеної до центра мас і направленої вертикально вгору;
- сили тертя  $S$ , прикладеної до поверхні частинки і направленої вертикально вгору, в сторону, протилежну напрямку вектора швидкості осідання.

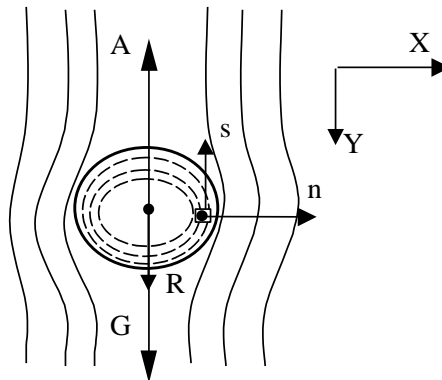


Рисунок 1.1. Схема дії сил на тверду частинку при осіданні під дією сил тяжіння

Проекція цих сил на вісь  $Y$ :

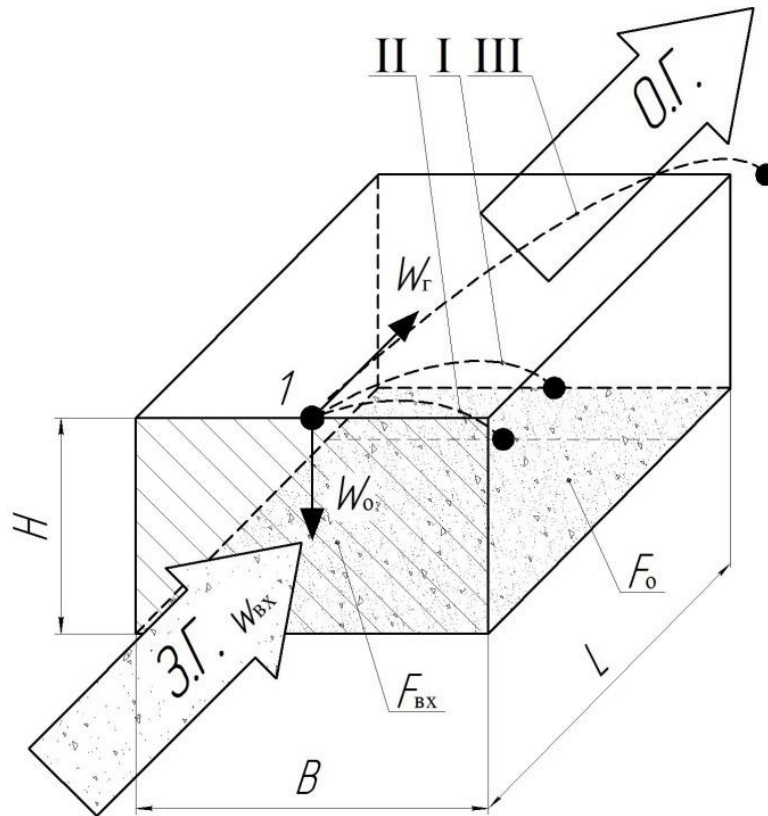
$$G-A-S=R$$

Якщо  $R>0$ , то частинка рухається рівноприскорено;

Якщо  $R=0$ , то частинка рухається рівномірно (ламінальний режим);

Якщо  $R<0$ , цього випадку *не може бути* при наявності *нерухомого* газового середовища.

Газовий відстійник являє собою паралелепіпед, рисунок 1.2. Запилений газ подається через передню вертикальну грань, що має площу  $F_{\text{вх}} = HB$ .



**Рисунок 1.2.** Схема газового відстійника

Розглянемо тверду частинку пилу, яка знаходиться в точці 1 і має горизонтальну складову швидкості –  $\omega_{\Gamma}$  та вертикальну  $\omega_0$  – швидкість осадження.

**Основна умова** ефективної роботи газового відстійника за фізичною моделлю: час осадження ( $\tau_{oc}$ ) повинен дорівнювати часу перебування ( $\tau_{пер}$ ):

$$\tau_{oc} = \tau_{пер}. \tag{1.1}$$

Відповідно ці величини можна виразити, як:

$$\tau_{oc} = \frac{H}{\omega_0}; \tag{1.2}$$

$$\tau_{пер} = \frac{L}{\omega_{\Gamma}} \tag{1.3}$$

Продуктивність газового відстійника по газу, що підводиться через вертикальну грань  $F_{вх} = H \cdot B$  на очищення:

$$V = \omega_{\Gamma} F_{вх}$$

Після підстановки виразів (1.2) та (1.3) в умову (1.1) –  $\tau_{oc} = \tau_{пер}$  отримаємо:

$$\frac{H}{\omega_0} = \frac{L}{\omega_{\Gamma}}, \quad \text{звідки: } \omega_{\Gamma} = \frac{L\omega_0}{H} \tag{1.4}$$

Тоді з урахуванням (1.4) продуктивність газового відстійника:

$$V = F_{\text{вх}} \omega_{\Gamma} = HB \frac{L \omega_0}{H} = BL \omega_0$$

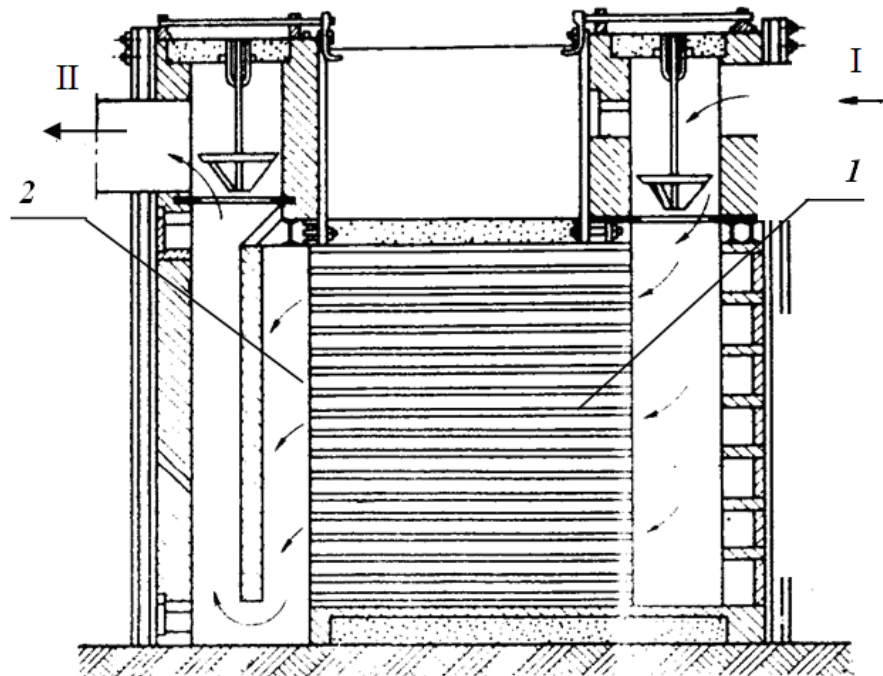
Відповідно до схеми газового відстійника, рисунок 1.2,  $BL = F_0$  – площа осадження. Тоді продуктивність газового відстійника визначається як:

$$V = \omega_0 F_0$$

Отже, продуктивність газового відстійника дорівнює площі осадження, помноженої на швидкість осадження і не залежить від висоти камери ( $H$ ).

## 1.2 Огляд конструкції пилоосаджувальної камери (газового відстійника).

Запилений газ надходить до камери, що має безліч горизонтальних полиць, рисунок 1.3, проходячи вздовж горизонтальних полиць 1 відбувається осадження твердих частинок.



I – вхід запиленого газу; II – вихід очищеного газу;

1 – полиці; 2 – відбійник

**Рисунок 1.3.** Схема пилоосаджувальної камери

Полиці розташовані на відстані 40÷100 мм. Потім газ рухається вздовж вертикального відбійника 2 вниз. В кінці каналу розвертається на 180° і відводиться з камери.

Проти кожної полиці є дверцята, через них пил вигрібається скребками. Камеру виготовляють цегляною і вона застосовується для вловлювання частинок більше 100 мкм, тобто для попереднього очищення газів (ступінь очищення – до 70%). Апарат періодичної дії.

### 1.3. Методика розрахунку пилоосаджувальної камери (газового відстійника)

#### *Вихідні дані до розрахунку:*

- Температура газу в камері, °C  $t_r$ ;
- Продуктивність підведення запиленого газу, м<sup>3</sup>/с  $V_r'$ ;
- Орієнтовна ширина камери, м  $B$ ;
- Орієнтовна довжина камери, м  $L$ ;
- Діаметр найменших частинок пилу, м  $d_T$ ;
- Густина частинок пилу, кг/м<sup>3</sup>  $\rho_T$ ;
- Фактор форми частинок  $\varphi$ .

Значення вихідних даних до розрахунку наведено в додатку 1.1, таблиці Д1.1.

Розрахункову схему газового відстійника наведено на рисунку 1.2 та 1.3.

Продуктивність газового відстійника за даної температури газу  $t_r$ , м<sup>3</sup>/с:

$$V_r = V_r' \frac{t_r + T_0}{T_0}.$$

де  $T_0=273$  К – абсолютна температура.

Критерій Архімеда:

$$Ar = \frac{gd_T^3(\rho_T - \rho_r)}{\nu_r^2 \rho_r}$$

де  $\nu_{\Gamma}$  – коефіцієнт кінематичної в'язкості газу, м<sup>2</sup>/с:

$$\nu_{\Gamma} = \frac{\mu_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}}$$

де  $\mu_{\Gamma}$  – коефіцієнт динамічної в'язкості газу (повітря) при заданій температурі  $t_{\Gamma}$  (визначається за таблицею Д2.1 у додатку 2), Па·с;

$\rho_{\Gamma}$  – густина газу (повітря) при заданій температурі  $t_{\Gamma}$  (визначається за таблицею Д2.1 у додатку 2), кг/м<sup>3</sup>.

Далі необхідно визначити режим руху газового потоку в камері відстійника:

- $\varphi Ar < 33$  – ламінарний;
- $33 < \varphi Ar < 83000$  – перехідний;
- $83000 < \varphi Ar$  – турбулентний.

Критерій Рейнольдса:

$$Re = A(\varphi Ar)^n,$$

де  $A$  та  $n$  – константи, одержані дослідним шляхом:

- для ламінарного режиму:  $A=1/18$ ;  $n=1$ ;
- для перехідного режиму:  $A=1.74$ ;  $n=0.5$ ;
- для турбулентного режиму:  $A=0.152$ ;  $n=0.715$ .

Швидкість осадження твердих частинок:

- для ламінарного режиму руху, м/с:

$$\omega_o = \frac{gd_{\Gamma}^2(\rho_{\Gamma} - \rho_{\Gamma})}{18\mu_{\Gamma}} \varphi;$$

- для перехідного та турбулентного режимів руху, м/с:

$$\omega_o = \frac{Re\nu_{\Gamma}}{d}$$

Швидкість вільного осадження з урахуванням стісного руху твердих частинок у камері газового відстійника, м/с:

$$\omega_{в.о.} = \frac{1}{2} \omega_o$$

Швидкість газового потоку в камері газового відстійника зазвичай приймається в межах  $\omega_{\Gamma} = 0.2 \div 1.0$  м/с.



*Для ефективного використання газового відстійника необхідно, щоб виконувалася умова основна умова осадження:*

$$\tau_{\text{ос.}} = \tau_{\text{пер.}}$$

Враховуючи, що  $\tau_{\text{ос.}}=H/\omega_{\text{в.о.}}$  – час осідання найменших за розміром твердих частинок пилу, а  $\tau_{\text{пер.}}=L/\omega_{\Gamma}$  – час їх перебування у газовому, тоді для виконання основної умови осадження забезпечуватиметься при висоті осідання, м:

$$H_{\text{осідання}} = \frac{L\omega_{\text{в.о.}}}{\omega_{\Gamma}}$$

Враховуючи, що продуктивність газового відстійника залежить від поверхні осадження та швидкості осітання твердих частинок і не залежить від висоти, тоді необхідна поверхня осадження, м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{осадження}} = \frac{V_{\Gamma}}{\omega_{\text{в.о.}}}$$

З урахуванням необхідної поверхні осадження визначається необхідна кількість секцій газового відстійника (при встановленні полиць), одиниць:

$$n_{\text{секцій}} = \frac{F_{\text{осадження}}}{BL}$$

Дійсна кількість секцій приймається з округленням у більшу сторону до цілого значення.

Дійсна поверхня каналу проходу газу в газовому відстійнику з урахуванням її розбиття на секції, м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{входу}} = H_{\text{осідання}}n_{\text{секцій}}B$$

Тоді дійсна швидкість газового потоку в камері відстійника, м/с:

$$\omega_{\Gamma(\text{дійсна})} = \frac{V_{\Gamma}}{F_{\text{входу}}}$$

Далі необхідно перевірити виконання основної умови осадження в камері газового відстійника  $\tau_{\text{ос.}} = \tau_{\text{пер.}}$  при прийнятому її розбитті на  $n_{\text{секцій}}$ .

Час перебування частинок пилу, с:

$$\tau_{\text{пер.}} = \frac{L}{\omega_{\Gamma(\text{дійсна})}}$$

Час осідання частинок пилу, с:

$$\tau_{\text{ос.}} = \frac{H_{\text{осідання}}}{\omega_{\text{в.о.}}}$$

Визначається загальна висота газового відстійника з урахуванням товщини встановлюваних полиць  $s$  (прийняти  $s=6$  мм), м:

$$H_{\text{заг.}} = H_{\text{осідання}} n_{\text{секцій}} + s(n_{\text{секцій}} - 1)$$

Дійсна поверхня осадження при заданих умовах з урахуванням розбиття камери газового відстійника на секції, м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{осадження(дійсна)}} = BLn_{\text{секцій}}$$

Дійсна поверхня осадження не повинна бути меншою за необхідну  $F_{\text{осадження(дійсна)}} \geq F_{\text{осадження}}$ .

Дійсна продуктивність газового відстійника при заданих умовах з урахуванням розбиття камери газового відстійника на секції, м<sup>2</sup>:

$$V_{\text{відстійника}} = F_{\text{осадження(дійсна)}} \omega_{\text{в.о.}}$$

## 1.4. Приклад програми розрахунку газового відстійника в *Mathcad*

### Вхідні дані:

- $t_G := 270$       Температура газу в камері, °C  
 $V'_G := 1.3$       Продуктивність відстійника, м<sup>3</sup>/с  
 $B := 2$           Орієнтовна ширина камери, м  
 $L := 3$           Орієнтовна довжина камери, м  
 $d_{solids} := 0.1 \cdot 10^{-3}$       Діаметр найменших частинок пилу, м      (більше 100 мкм!!!!)  
 $\rho_{solids} := 2700$       Густина частинок пилу, кг/м<sup>3</sup>  
 $\varphi := 0.43$       Фактор форми частинок

### Розрахунки

#### 1. Теплофізичні параметри газу за робочої температури:

$$\begin{aligned}
 t_{пов} &:= (0 \ 100 \ 200 \ 300 \ 400 \ 500 \ 600 \ 700)^T \\
 \rho_{пов} &:= (1.293 \ 0.946 \ 0.746 \ 0.615 \ 0.535 \ 0.456 \ 0.414 \ 0.371)^T \\
 \rho_G(t) &:= \text{linterp}(t_{пов}, \rho_{пов}, t_G) \\
 \mu_{пов} &:= (171 \ 219 \ 260 \ 297 \ 330 \ 362 \ 391 \ 417)^T \\
 \mu_G(t) &:= \text{linterp}(t_{пов}, \mu_{пов}, t_G) \cdot 10^{-7}
 \end{aligned}$$

#### 1.1. Густина газу при заданій температурі:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_G := \rho_G(t_G) = 0.654$$

#### 1.2. Динамічна в'язкість газу при заданій температурі:

$$\text{Па} \cdot \text{с} \quad \mu_G := \mu_G(t_G) = 2.859 \times 10^{-5}$$

#### 2. Продуктивність відстійника при заданій температурі газу:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_G := V'_G \cdot \frac{t_G + T_0}{T_0} = 1.3 \cdot \frac{270 + 273}{273} = 2.586$$

де  $T_0 \equiv 273$  - абсолютна температура

#### 3. Кінематична в'язкість газу при заданій температурі:

$$\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \quad \nu_G := \frac{\mu_G}{\rho_G} = \frac{2.8589999999999996\text{E-}05}{0.6543} = 4.37 \times 10^{-5}$$

#### 4. Критерій Архімеда:

$$Ar := \frac{g \cdot d_{solids}^3 \cdot (\rho_{solids} - \rho_G)}{\nu_G^2 \cdot \rho_G} = \frac{9.81 \cdot (0.1 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (2700 - 0.6543)}{4.369555249885373\text{E-}05^2 \cdot 0.6543} = 21.197$$

де  $g \equiv 9.81$  прискорення вільного падіння

## 5. Визначення режиму руху

- 1 - ламінарний
- 2 - перехідний
- 3 - турбулентний

$$\text{Режим} := \begin{cases} 1 & \text{if } \varphi \cdot Ar \leq 33 \\ 2 & \text{if } 33 < \varphi \cdot Ar < 83000 \\ 3 & \text{if } \varphi \cdot Ar \geq 83000 \end{cases} = 1$$

## 6. Критерій Рейнольдса у залежності від режиму руху газової фази:

$$Re := \begin{cases} \frac{1}{18} \cdot (\varphi \cdot Ar)^1 & \text{if Режим} = 1 \\ 1.74 \cdot (\varphi \cdot Ar)^{0.5} & \text{if Режим} = 2 \\ 0.152 \cdot (\varphi \cdot Ar)^{0.715} & \text{if Режим} = 3 \end{cases} = \frac{1}{18} \cdot (0.43 \cdot 21.197084170558764) = 0.506$$

## 7. Швидкість осадження твердих частинок

$$\omega_o := \begin{cases} \frac{g \cdot d_{\text{solids}}^2 \cdot (\rho_{\text{solids}} - \rho_G)}{18 \cdot \mu_G} \cdot \varphi & \text{if Режим} = 1 \\ \frac{Re \cdot \nu_G}{d_{\text{solids}}} & \text{otherwise} \end{cases} = \frac{9.81 \cdot (0.1 \cdot 10^{-3})^2 \cdot (2700 - 0.6543)}{18 \cdot 2.8589999999999996E-05} \cdot 0.43 = 0.221$$

## 8. Швидкість вільного осадження з урахуванням стисненого руху твердих частинок у камері газового відстійника:

$$\frac{m}{c} \omega_{в.о} := \frac{1}{2} \cdot \omega_o = 0.111$$

## 9. Середня швидкість газового потоку в камері газових відстійників зазвичай складає 0.2-1 м/с, тому приймаємо:

$$\frac{m}{c} \omega_T := 1$$

## 10. Визначимо висоту, при якій забезпечується виконання основної умови осадження:

$$m \ H_{\text{осідання}} := \frac{L \cdot \omega_{в.о}}{\omega_T} = \frac{3 \cdot 0.11063163077911861}{1} = 0.332$$

## 11. Враховуючи, що продуктивність газового відстійника залежить від поверхні осадження та швидкості осідання твердих частинок визначимо необхідну поверхню осідання для заданих умов:

$$m^2 \ F_{\text{осадження}} := \frac{V_G}{\omega_{в.о}} = \frac{2.5857142857142859}{0.11063163077911861} = 23.372$$

## 12. З урахуванням необхідної поверхні осадження визначаємо необхідну кількість секцій камери газового відстійника при встановленні полиць:

$$n_{\text{секцій}} := \frac{F_{\text{осадження}}}{B \cdot L} = \frac{23.372287541135403}{2 \cdot 3} = 3.895$$

Остаточню приймаємо кількість секцій:  $n_{\text{секцій}} := 4$

13. Тоді загальна поверхня каналу проходу газу в газовому відстійнику буде:

$$\frac{\text{м}^2}{\text{с}} F_{\text{входу}} := V \cdot H_{\text{осідання}} \cdot n_{\text{секцій}} = 2 \cdot 0.33189489233735581 \cdot 4 = 2.655$$

14. При цьому реальна швидкість газу в камері газового відстійника буде:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \omega_{\text{г,дійсна}} := \frac{V_{\text{Г}}}{F_{\text{входу}}} = \frac{2.5857142857142859}{2.6551591386988465} = 0.974$$

15. Перевіримо виконання основної умови осадження в камері газового відстійника. Для цього визначимо час осідання та час перебування твердих частинок пилу в камері газового відстійника

15.1. Час осідання частинок пилу в одній секції:

$$\text{с } \tau_{\text{ос}} := \frac{H_{\text{осідання}}}{\omega_{\text{в,о}}} = 3$$

15.2. Час перебування частинок пилу:

$$\text{с } \tau_{\text{пер}} := \frac{L}{\omega_{\text{г,дійсна}}} = 3.081$$

Час перебування твердих частинок пилу на  $\frac{\tau_{\text{пер}} - \tau_{\text{ос}}}{\tau_{\text{ос}}} \cdot 100 = 2.686$  % більше часу осідання, що є допустимим, тому приймаємо, що умова осадження виконується.

16. Загальна висота газового відстійника з урахуванням товщини полиць:  $\frac{\text{м}}{\text{мм}} s := 6 \cdot 10^{-3}$  м:

$$\text{м } H_{\text{загальна}} := H_{\text{осідання}} \cdot n_{\text{секцій}} + s \cdot (n_{\text{секцій}} - 1) = 1.346$$

17. Дійсна поверхня осадження у газовому відстійнику з урахуванням розбиття на секції:

$$\frac{\text{м}^2}{\text{с}} F_{\text{осадження,дійсна}} := V \cdot L \cdot n_{\text{секцій}} = 2 \cdot 3 \cdot 4 = 24$$

18. Тоді реальна продуктивність газового відстійника з урахуванням розбиття на секції:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} V_{\text{відстійника}} := F_{\text{осадження,дійсна}} \cdot \omega_{\text{в,о}} = 24 \cdot 0.11063163077911861 = 2.655$$

## 2. Розрахунок циклона

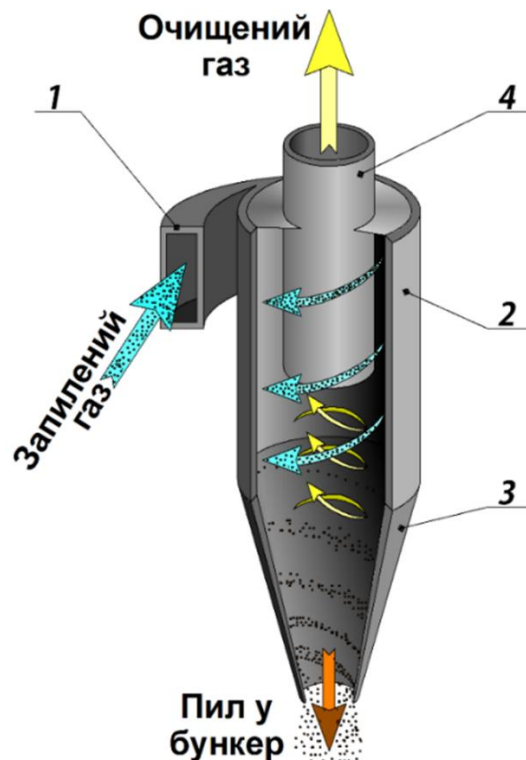
### 2.1. Теоретичні відомості

Осадження під дією відцентрових сил застосовують для розділення неоднорідних газових систем, суспензій та емульсій. Для здійснення цього процесу до частинок, що складають дисперсну фазу, необхідно прикласти відцентрову силу, що здійснюється введенням дисперсійного середовища в поле відцентрових сил.

Поле відцентрових сил в техніці створюється двома методами:

- потік неоднорідної системи рухається по криволінійному каналу в нерухомому апараті – циклонний процес;
- потік неоднорідної системи надходить до апарату, що обертається, внаслідок чого відбувається обертання разом з обертним апаратом – процес центрифугування.

Розглянемо циклонний процес, рисунок 2.1 та 2.2.

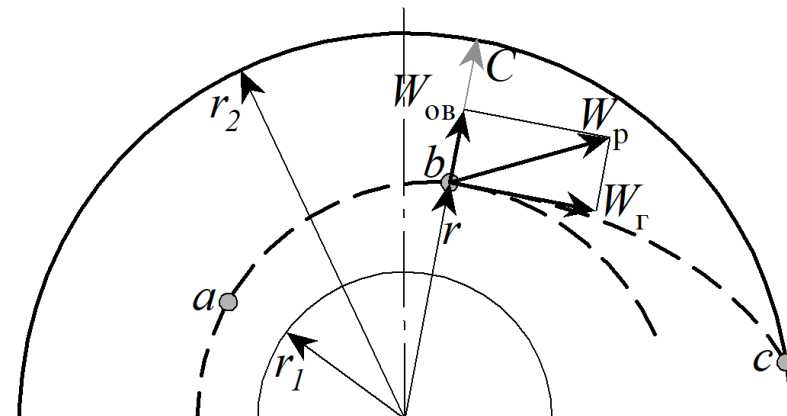


1 – вхідний патрубок; 2 – циліндрична частина корпусу;

3 – конічна частина корпусу; 4 – вихлопна труба

**Рисунок 2.1.** Схема циклона із потоками неоднорідної запиленої газової фази всередині

Циклон – апарат, що використовується у промисловості для очищення газів або рідин від зважених частинок, рисунок 2.1. Принцип очищення – інерційний (з використанням відцентрової сили). Схему осадження твердих частинок у полі відцентрових сил наведено на рисунку 2.2.



**Рисунок 2.2.** Схема осадження твердих частинок у полі відцентрових сил

Циклонні пиловловлювачі складають найбільш масову групу серед усіх видів пиловловлюючої апаратури і застосовуються у всіх галузях промисловості в системах аспірації та пневмотранспорту.

Основними елементами циклонів, рисунок 2.1, є корпус, який складається із циліндричної 2 та конічної 3 частини, вихлопна труба 4 та бункер для збору пилу, який кріпиться до нижньої частини корпусу. Газ надходить у верхню частину корпусу через вхідний патрубок, приварений до корпусу тангенціально. Уловлювання пилу відбувається під дією відцентрової сили, що виникає при русі газу між корпусом та вихлопною трубою. Уловлений пил зсипається в бункер, а очищений газ відводиться через вихлопну трубу.

Неоднорідний газовий потік рухається за криволінійною траєкторією в каналі. Відцентрова сила, що діє на тверду частинку в точці  $b$ , спричинює швидкість осідання  $W_{об}$ , перпендикулярно до радіусу –  $W_r$ , і, як наслідок, частинка рухається за криволінійною траєкторією зі швидкістю  $W_p$ .

Швидкість осадження в полі відцентрових сил розраховується за виразом:

$$W_{об} = \frac{dr}{d\tau}$$

Час осадження:

$$\tau_{\text{об}} = S = \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{W_{\text{об}}}$$

Рушійною силою процесу, що визначає швидкість осадження, є відцентрова сила  $C$ , яка знаходиться за виразом:

$$C = \frac{mw_{\Gamma}^2}{r} \quad (2.1)$$

де  $m$  – маса твердої частинки;

$w_{\Gamma}$  – лінійна швидкість газового потоку;

$r$  – радіус кривизни траєкторії в даній точці.

По аналогії з попереднім, виразимо масу  $m$ , як:

$$m = C_1 l^3 \rho_{\Gamma}. \quad (2.2)$$

Виконавши підстановку (2.1) до виразу (2.2), одержимо:

$$C = \frac{C_1 l^3 \rho_{\Gamma} W_{\Gamma}^2}{r}.$$

Сила тяжіння визначиться як:

$$G = V \rho_{\Gamma} g = \frac{\pi d^3}{6} \rho_{\Gamma} g = C_1 l^3 \rho_{\Gamma} g.$$

Відношення відцентрової сили до сили тяжіння називається *фактором розділення*:

$$\Phi_p = \frac{C}{G} = \frac{C_1 l^3 \rho_{\Gamma} W_{\Gamma}^2}{r C_1 l^3 \rho_{\Gamma} g} = \frac{W_{\Gamma}^2}{rg}.$$

Тобто, фактор розділення показує, у скільки разів сила відцентрова більше сили тяжіння, або у скільки разів прискорення відцентрової сили перевищує прискорення сили тяжіння.

У циклонних апаратах фактор розділення більше 100. Тоді по аналогії з попереднім, нехтуючи величиною дії сили тяжіння, запишемо диференціальне рівняння осадження твердих частинок в полі відцентрових сил:

$$C_1 l^3 (\rho_{\Gamma} - \rho_{\Gamma}) \frac{W_{\Gamma}^2}{r} - C_2 l^2 \mu \frac{dw}{dl} = C_1 l^3 \rho_{\Gamma} \frac{dw}{d\tau} \quad (2.3)$$



З цього рівняння одержимо модифікований критерій Архімеда:

$$Ar_{\text{вц}} = \frac{W_{\text{r}}^2 l^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{r}})}{v^2 r \rho_{\text{r}}}$$

Модифікований критерій Архімеда легко отримати із звичайного критерію  $Ar$ , помноживши його на фактор розділення:

$$Ar_{\text{вц}} = \frac{gl^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{р}})}{v^2} \frac{W_{\text{r}}^2}{rg} = \frac{l^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{р}}) W_{\text{r}}^2}{v^2 \rho_{\text{р}} r}$$

Тобто з рівняння (2.3) після відповідних перетворень одержуємо залежність:

$$Re = A(\Phi_{\text{р}} Ar)^n.$$

Число Рейнольдса розраховується у залежності від режиму течії:

$$\left. \begin{array}{l} 1) \Phi_{\text{р}} Ar < 36 (\text{ламiнарний}), \quad \text{тоді } Re = \frac{1}{18} \Phi_{\text{р}} Ar \\ 2) 36 \leq \Phi_{\text{р}} Ar \leq 84000 (\text{перехiднийний}), \quad \text{тоді } Re = \left( \frac{\Phi_{\text{р}} Ar}{13.9} \right)^{1/1.4} \\ 3) \Phi_{\text{р}} Ar > 84000 (\text{турбулентний}), \quad \text{тоді } Re = 1,71(\Phi_{\text{р}} Ar)^{0,5} \end{array} \right\}$$

Для ламінарного режиму осадження сферичних частинок, коли  $\Phi_{\text{р}} Ar < 36$ :

$$Re = \frac{1}{18} \Phi_{\text{р}} Ar,$$

тобто:

$$\frac{W_{\text{об}} d}{v} = \frac{1}{18} \frac{W_{\text{r}}^2 d^3 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{р}})}{r v^2 \rho_{\text{р}}}$$

Тоді швидкість осадження в відцентровому полі виразиться:

$$W_{\text{об}} = \frac{W_{\text{r}}^2 d^2 (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{р}})}{r 18\mu}.$$

Записавши відношення швидкостей осадження твердих частинок в полі відцентрових сил і сил тяжіння одержимо фактор розділення:

$$\frac{W_{об}}{W_{ос}} = \frac{W_{г}^2}{r} \frac{d^2 (\rho_{т} - \rho_{г}) 18\mu}{18\mu g d^2 (\rho_{т} - \rho_{г})} = \frac{W_{г}^2}{gr} = \Phi_p,$$

тобто:

$$W_{об} = W_{ос} \Phi_p.$$

## 2.2. Огляд конструкцій циклонів

В промисловості використовують різноманітні конструкції. Найбільш поширеними є циклони конструкції “НИИОГАЗ”, які відрізняються тим що вхідний патрубок, через який вводиться запилений газ, розташований під кутом  $10 \div 12^\circ$  і має прямокутний переріз. Циклон конструкції НИИОГАЗ наведено на рисунок 2.3.

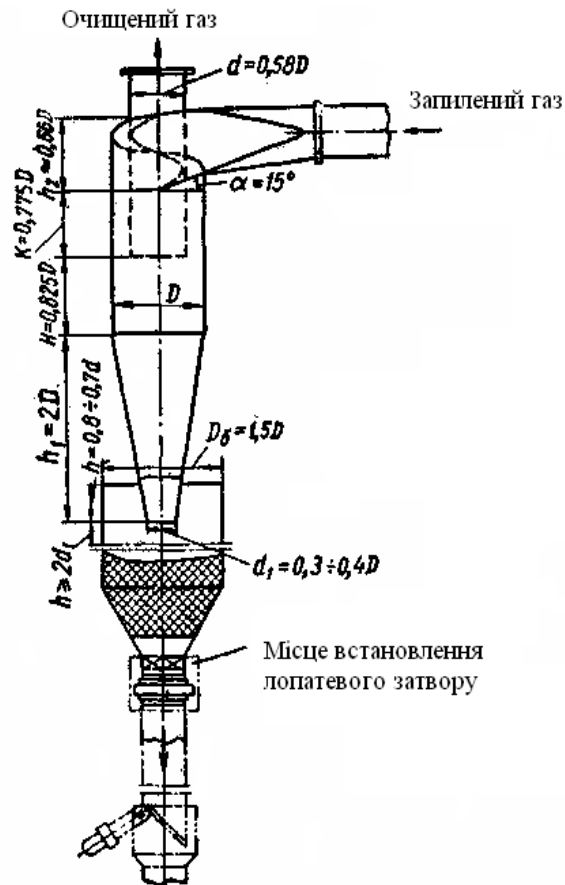


Рисунок 2.3. Схема циклона конструкції "НИИОГАЗ"

Та обставина, що газ набуває спірально направлений рух вже на вході до циклона сприяє зменшенню гідравлічного опору апарата та запобігає збуренню газового потоку при виконанні одного оберту.

Ступінь очистки газів від пилу в циклонах становить 70÷85% для частинок діаметром 5 мкм, діаметром 20 мкм – 95÷97%.

Циклон складається з вертикального циліндричного корпусу 1 з конічним дном 2. Газ, який містить тверді частинки, вводять через патрубок 3 по дотичній до циліндра (тангенціально) із швидкістю 15÷25 м/с. В центрі циклона встановлена труба 4 для виведення очищеного газу. Потік газу закручується і рухається по гвинтовій лінії. Під час обертання газ робить декілька обертів.

Під дією відцентрової сили тверді частинки відкидаються на периферію і осідають на внутрішній поверхні корпусу циклона. Під дією результуючої сили вони рухаються вниз до конічного днища і через патрубок надходять до бункера 5. Очищений потік виводиться через вивідну трубу 4.

*Перевагами циклонів є:* простота конструкції (відсутність деталей, що обертаються) та обслуговування, компактність і низька вартість.

Недоліками циклонів є:

- низька ефективність вловлювання частинок менше 5 мкм;
- незадовільне вловлювання частинок у вологих газах та при зменшенні робочої швидкості в циклоні більше ніж 20%.

Ступінь очистки газу зростає із збільшенням фактора розділення  $\Phi_p = W_{вх}^2 / (rg)$ , це можна досягнути шляхом зменшення радіуса кривизни траєкторії руху газового потоку, або збільшенням швидкості запиленого газу у вхідному патрубку. Але збільшення швидкості газу призведе до збільшення аеродинамічного опору та турбулентності, що значно погіршує процес осадження твердих частинок через перемішування очищеного газу із запиленням.

Аеродинамічний опір циклона визначається за формулою:

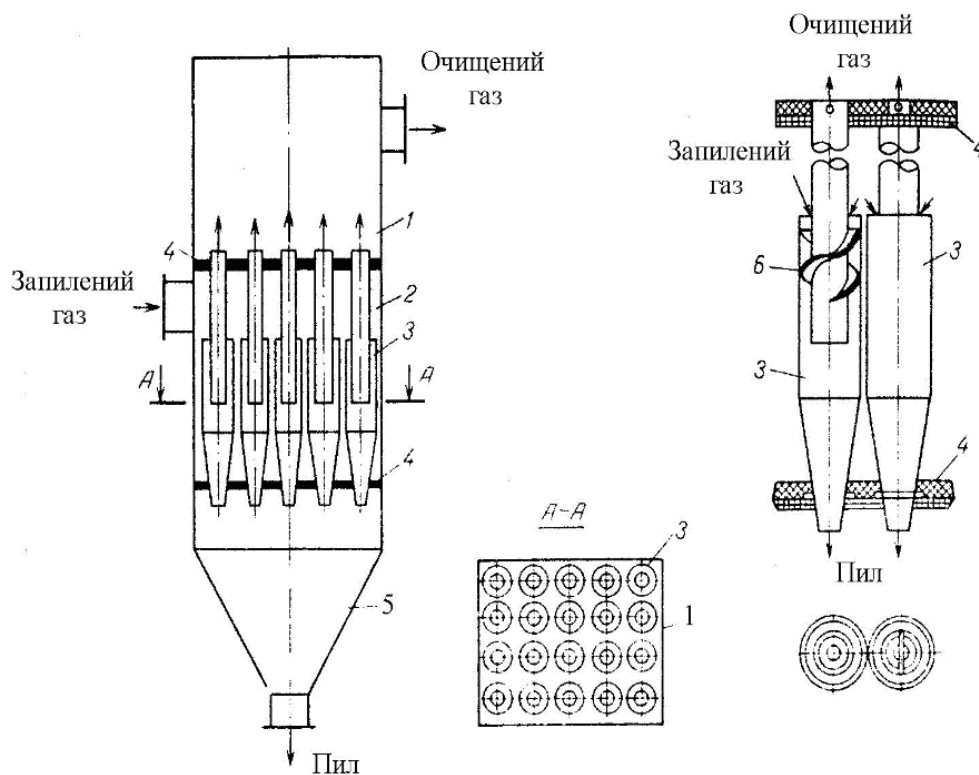
$$\Delta P_{ц} = \zeta \frac{W_{вх}^2}{2} \rho_{г},$$

де  $W_{вх}$  – швидкість газу у вхідному штуцері;

$\rho_{г}$  – густина газу при даній температурі;

$\zeta$  – коефіцієнт гідравлічного опору, віднесений до  $W_{вх}$ .

Разом з тим, зменшення радіуса циклона призводить до зменшення його продуктивності. Тому для забезпечення заданої продуктивності замість циклона великого діаметра застосовують декілька циклонних елементів, об'єднаних в одному корпусі. Такі апарати називають *батарейними циклонами* або *мультициклонами*, рисунок 2.4.



1 – корпус; 2 – газорозподільна камера; 3 – корпуси циклонних елементів;  
4 – трубні решітки; 5 – бункер для пилу; 6 – лопатеві пристрої для завихрення  
газового потоку всередині елементів

**Рисунок 2.4.** Батарейний циклон (а) та його елементи (б)

У спільному корпусі 1, рисунок 4, розташовані циклонні елементи 3, які герметично закріплені в трубних решітках 4. Запылений газ через вхідний штуцер надходить до газорозподільної решітки 2 і далі до циклонних елементів, а саме в кільцевий простір між корпусом елемента 3 та патрубком для відведення очищеного газу. В цьому просторі розміщені лопатеві пристрої 6, які надають газовому потоку обертовий рух. Пил під дією відцентрових сил відводиться до стінок, рухається вниз по спіралі та вивантажується із всіх елементів до

спільного бункеру 5. Очищений газ виходить з циклонних елементів по трубам в спільну камеру і відводиться з апарата через верхній штуцер.

Діаметр циклонних елементів змінюється від 150 до 250 мм.

У батарейних циклонах ступінь очистки газу менше залежить від розмірів частинок: для вказаних вище розмірів (5, 10 і 20 мкм) цей параметр відповідно становить 65÷85, 85÷90, 90÷95%. Більша ступінь очистки газів досягається в циклонах з більшим гідравлічним опором.

Ефективність очищення в циклонах визначається за виразом:

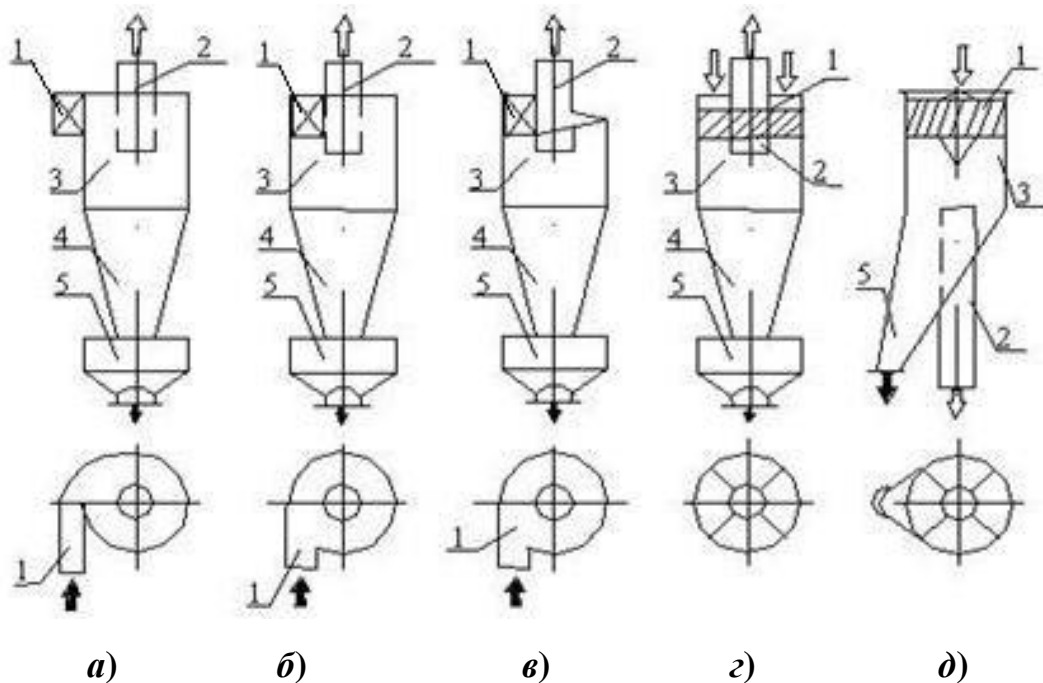
$$\eta = \frac{C_{\text{п}} - C_{\text{к}}}{C_{\text{п}}} 100 \%,$$

де  $C_{\text{п}}$  і  $C_{\text{к}}$  – об'ємна концентрація пилу на вході та виході із циклона, кг/м<sup>3</sup> (г/м<sup>3</sup>).

За способом підводу і відводу газу циклони можна розділити на протитечієві та прямоочні, які в свою чергу можуть бути: зі спіральним, рисунок 2.5 а, тангенціальним, рисунок 2.5 б, гвинтоподібним, рисунок 5.5 в, розеточним, рисунок 2.5 г, д, введенням газу.

У протитечієвих циклонах газовий потік при русі від входу до виходу змінює свій напрямок на 180°. У прямоочних циклонах газовий потік свого напрямку не змінює, його гідравлічний опір значно менший, ніж у протитечієвих, однак ступінь очищення (вловлювання) значно нижча.

В окремих випадках для вловлювання частинок розміром більше 50мкм на першій ступені очищення застосовують прямоочні циклони, які більш компактні, мають невелику металоємність, велику пропускну здатність по газу. Ці типи конструкцій добре зарекомендували себе при створенні компактних апаратів псевдозрідженого шару для сушіння термолабільних матеріалів, наприклад, сушіння казеїну в агрегатах ВС-150-КПІ і ВС-300-КПІ, що серійно випускались в Україні. Автор розробки Марчевський В.М., професор кафедри машин та апаратів хімічних і нафтопереробних виробництв.



*a* – спіральний; *б* – тангенційний; *в* – гвинтоподібний; *з*, *д* – розеточний;  
 1 – введення запиленого газу, 2 – вивід очищеного газу; 3 – циліндрична камера;  
 4 – конічна камера; 5 – пилезбірник

**Рисунок 2.5.** Основні типи конструкцій циклонів

У промисловості застосовують циклони різних типів: «НИОГАЗ», «ЦКТИ», «ЛИОТ», «СИОТ», «ВЦНИИОТ». Найбільше розповсюдження отримали циліндричні та конічні циклони «НИОГАЗ». До циліндричних циклонів НИОГАЗ відносяться апарати типу ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15У, ЦН-24 (рис. 12.12). Відмінною особливістю цих апаратів є видовжена циліндрична частина корпусу, кришка та вхідний патрубок розташовані відповідно під кутом 11°, 15° і 24°. Циклони ЦН-15У мають меншу висоту та більш низькі техніко-економічні показники у порівнянні з іншими апаратами типу ЦН. До конічних циклонів «НИОГАЗ» відносять апарати типів СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34 і СК-ЦН-34М. Вони відрізняються від циклонів типу ЦН довжиною конічної частини, наявністю спірального вхідного патрубку та малим співвідношенням діаметрів вивідної труби та корпусу циклона (відповідно 0.334, 0.340, 0.22). Циклон СК-ЦН-34М застосовують для вловлювання пилу з високими

абразивними властивостями або з високою адгезією. Втрати тиску в цьому циклоні значно більші, ніж в інших конічних циклонах.

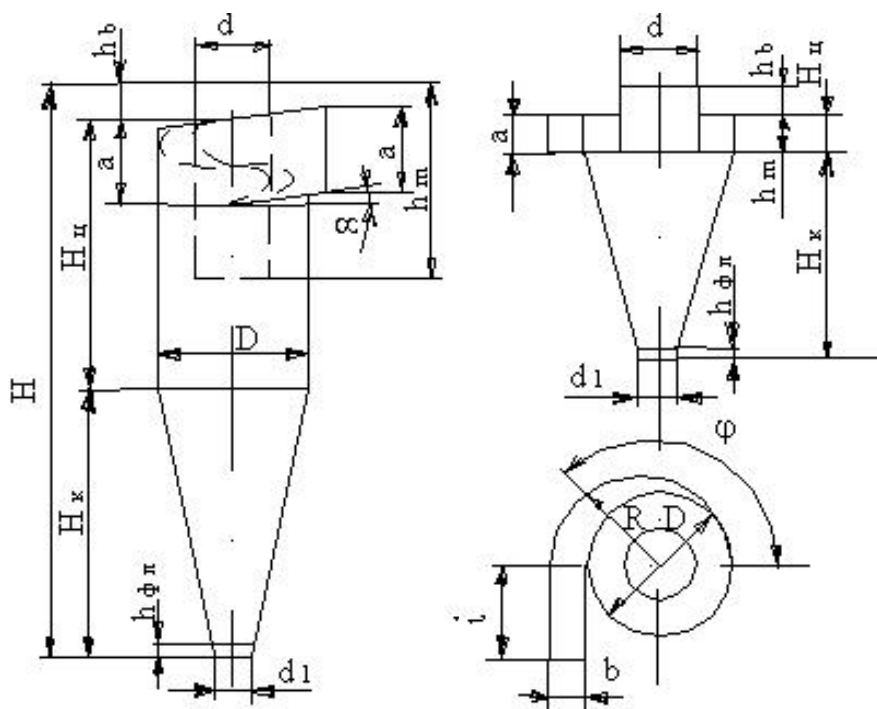
Циліндричні циклони відносяться до високопродуктивних, а конічні – до високоефективних апаратів. Діаметр циліндричних циклонів, зазвичай, не перевищує 2000 мм, а діаметр циліндричної частини конічних – 3000 мм.

### 2.3. Методика розрахунку циклона

#### Вихідні дані до розрахунку:

1. Об'ємна витрата газу, що очищується, м<sup>3</sup>/год:  $V_0$ ;
2. Робоча температура газу, °С:  $t_r$ ;
3. Медіанний переріз, за якого маса всіх частинок пилу менша або більша 50%, мкм:  $d_m$ ;
4. Густина твердих частинок, кг/м<sup>3</sup>:  $\rho_r$ ;
5. Початкова запиленість газу, г/м<sup>3</sup>:  $C_{вх.}$ ;
6. Задана мінімально допустима ефективність очищення, %:  $\eta_{задана}$ ;
7. Тип циклона.

Розрахункову схему наведено на рисунку 2.6.



а) Циклон типу ЦН

б) Циклон типу СК-ЦН

**Рисунок 2.6.** Розрахункова схема циклона

Об'ємні секундні витрати газу, що очищається за робочих умов при робочій температурі газу  $t_r$ , м<sup>3</sup>/с:

$$V_r = \frac{V_0}{3600} \frac{(t_r + 273)}{273} \quad (2.4)$$

Для заданого типу циклона обирається оптимальна швидкість газу за таблицею Д2.2, м/с.

Визначається загальна площа поперечного перерізу циклона, при якій забезпечується оптимальне значення швидкості газу, м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{заг.}} = \frac{V_r}{w_{\text{опт.}}} \quad (2.5)$$

Задавшись кількістю циклонів  $n_{\text{ц}}$ , визначається діаметр циклона:

$$F_{\text{заг.}} = \frac{\pi D_{\text{ц}}^2}{4} n_{\text{ц}} \quad (2.6)$$

звідки:

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{F_{\text{заг.}}}{0.785 n_{\text{ц}}}} \quad (2.7)$$

Приймається найближчий номенклатурний діаметр циклона (200, 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2400, 3000 мм).

1. Визначаємо дійсну робочу швидкість газу в циклоні, м/с:

$$w_r = \frac{V_r}{\frac{\pi D_{\text{ц}}^2}{4} n_{\text{ц}}} \quad (2.8)$$

Дійсна робоча швидкість газу в циклоні не повинна відхилитись більш ніж на  $\Delta_{\text{опт.}(max)} = 15\%$  від оптимальної швидкості, тобто:

$$\Delta = \frac{|w_r - w_{\text{опт.}}|}{w_{\text{опт.}}} 100\% \quad (2.9)$$

Умова:  $\Delta \leq \Delta_{\text{опт.}(max)}$ .



Визначаємо коефіцієнт гідравлічного опору циклона:

$$\xi = K_1 K_2 \xi_{ц500}^{сп} + K_3, \quad (2.10)$$

де  $\xi_{ц500}^{сп}$  – коефіцієнт гідравлічного опору одиночного циклона діаметром 500 мм, що визначається з таблиці Д2.3;

$K_1$  – поправочний коефіцієнт, що залежить від діаметра циклона, таблиця Д2.4;

$K_2$  – поправочний коефіцієнт, що враховує запиленість газу, таблиця Д2.5;

$K_3$  – коефіцієнт, що враховує додаткові втрати тиску, що пов'язані з компонуванням циклонів в групу, таблиця Д2.6 (для одиночних циклонів  $K_3 = 0$ ).

Гідравлічний опір циклона, Па:

$$\Delta P_{ц} = \xi \frac{w_{г}^2 \rho_{г}}{2}, \quad (2.11)$$

де  $\xi$  – коефіцієнт опору, який визначається конструкцією циклона;

$\rho_{г}$  – густина газу за робочої температури  $t_{г}$ , таблиця Д2.1.

Потужність, яку потребує батарея циклонів, Вт:

$$N = V_{г} \Delta P_{ц} \quad (2.12)$$

Дисперсний склад пилу можна визначити із наступної залежності:

$$\sigma_{ч} = 10^{\lg \sigma_{ч}} = \frac{d_m}{d_{15.9}} = \frac{d_{84.1}}{d_m}, \quad (2.13)$$

де  $\lg \sigma_{ч}$  – відхилення у функції дисперсного складу. Для умов даного розрахунку можна прийняти  $\lg \sigma_{ч} = \lg \sigma_{\eta} + 0.2$ ;

$d_m$  – медіанний діаметр частинок пилу в газі, за якого маса всіх частинок пилу менша або більша 50%, мкм;

$d_{15.9}$  – діаметр часток, при якому маса всіх частинок, менших за  $d_{15.9}$  становить 15.9% від загальної маси частинок пилу, мкм;

$d_{84.1}$  – діаметр часток, при якому маса всіх частинок, менших за  $d_{84.1}$  становить 84.1% від загальної маси частинок пилу, мкм.

Для даного розрахунку прийнято, що дисперсний склад пилу можна визначити, як:

$$\sigma_{\text{ч}} = \sigma_{\eta} + 0.2 = 10^{\lg \sigma_{\eta}} + 0.2 \quad (2.14)$$

Діаметр частинок, що уловлюються на 50%:

$$d_{50} = d_{50}^{\text{T}} \sqrt{\frac{D_{\text{ц}} \rho_{\text{T}}^{\text{T}} \mu_{\text{T}} w^{\text{T}}}{D_{\text{ц}}^{\text{T}} \rho_{\text{T}} \mu_{\text{T}}^{\text{T}} w_{\text{T}}}}, \quad (2.16)$$

де  $d_{50}^{\text{T}}$  – діаметр частинок, що уловлюються на 50% за стандартних умов, таблиця 2.1;

$\mu_{\text{T}}$  – динамічна в'язкість газу за робочої температури  $t_{\text{T}}$ , таблиця Д2.1;

Індекс «т» означає стандартні умови роботи циклонів:

$w^{\text{T}}$  – середня швидкість газу у циклоні, м/с (таблиця Д2.2);

$D_{\text{ц}}^{\text{T}} = 0.6$  м – діаметр циклона;

$\rho_{\text{T}}^{\text{T}} = 1930$  кг/м<sup>3</sup> – густина частинок;

$\mu_{\text{T}}^{\text{T}} = 2.22 \times 10^{-5}$  Па·с – динамічна в'язкість газу.

Знаходимо параметр функції розподілу частинок пилу в газі:

$$x = \frac{\lg(d_m/d_{50})}{\left( (\lg \sigma_{\eta})^2 + (\lg \sigma_{\text{ч}})^2 \right)^{0.5}}, \quad (2.17)$$

де  $\lg \sigma_{\text{ч}}$  – відхилення у функції дисперсного складу. Для умов даного розрахунку можна прийняти  $\lg \sigma_{\text{ч}} = \lg \sigma_{\eta} + 0.2$ .

Повний розрахунковий коефіцієнт очищення газу:

$$\eta_{\text{р}} = 50(1 + \Phi(x)), \quad (2.18)$$

де  $\Phi(x)$  – функція розподілу, таблиця Д2.7.

**Умова:**  $\eta_{\text{р}} \geq \eta_{\text{задана}}$ .

При встановленні циклонів необхідно також враховувати початкову концентрацію пилу в газах. Допустима запиленість газів залежить від діаметру циклона і для пилу, що слабо злипається, орієнтовні значення наведені у таблиці Д2.8.

Для пилу, що злипається, середня припустима концентрація частинок в газах повинна бути в 4 рази менше.

Об'ємну концентрацію пилу в газі на виході з циклона знайдемо з рівняння ефективності очищення газу, г/м<sup>3</sup>:

$$\eta_p = \frac{C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}}}{C_{\text{вх}}} 100 \quad (2.19)$$

тобто:

$$C_{\text{вих}} = C_{\text{вх}} - C_{\text{вх}} \frac{\eta_p}{100} \quad (2.20)$$

Величина зменшення запиленості газу в циклоні, г/м<sup>3</sup>;

$$\Delta C = C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}} \quad (2.21)$$

Показник ефективності батареї циклонів, Вт·м<sup>3</sup>/г:

$$J_{\text{ц}} = N / \Delta C \quad (2.22)$$

За співвідношенням розмірів у частках від внутрішнього діаметра  $D_{\text{ц}}$  знаходимо розміри для проектування циклона заданого типу за таблицями Д2.9 і Д2.10 та робляться висновки.

## 2.4. Приклад програми розрахунку циклона в *Mathcad*

### 1. Вихідні дані:

Об'ємна витрата газу, що подається на очищення

$$\frac{\text{м}^3}{\text{год}} V_0 := 37 \cdot 10^3$$

Робоча температура газу в циклоні

$$\text{С } t_r := 200$$

Медіанний переріз, за якого маса всіх частинок пилу менша або більша 50%

$$\text{м } d_{\text{медіанний}} := 26 \cdot 10^{-6}$$

Густина твердих частинок

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \rho_r := 1750$$

Початкова запиленість газу

$$\frac{\text{г}}{\text{м}^3} C_{\text{вх}} := 250$$

Задана мінімально допустима ефективність очищення газу

$$\% \eta_{\text{задана}} := 95$$

Тип циклона:

- 1 ЦН-24
- 2 ЦН-15у
- 3 ЦН-15
- 4 ЦН-11
- 5 СК-ЦН-33
- 6 СК-ЦН-34
- 7 СК-ЦН-34М

$$\text{Тип} := 4$$

### Розрахунки

2. Перерахунок об'ємних витрат газу, що подається на очищення при заданій температурі:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} V_r := \frac{V_0}{3600} \cdot \frac{(t_r + 273)}{273} = \frac{37 \cdot 10^3}{3.6 \times 10^3} \cdot \frac{200 + 273}{273} = 17.807$$

3. Для заданого типу циклона обираються параметри, що визначають ефективність циклонів:

Таблиця 1 – Параметри, що визначають ефективність циклонів

Параметр	Тип циклона						
	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
$d_{50,T}^T$ , МКМ	8,50	6,00	4,50	3,65	2,31	1,95	1,13
$\lg\sigma_{\eta}$	0,308	0,283	0,352	0,352	0,364	0,308	0,340
$w_{opt}$ , М/С	4,5	3,5	3,5	3,5	2,0	1,7	2,0

Оптимальна швидкість газу в циклоні:

$$w_{opt} := \begin{cases} 4.5 & \text{if Тип} = 1 \\ 3.5 & \text{if Тип} = 2 \\ 3.5 & \text{if Тип} = 3 \\ 3.5 & \text{if Тип} = 4 \\ 2.0 & \text{if Тип} = 5 \\ 1.7 & \text{if Тип} = 6 \\ 2.0 & \text{if Тип} = 7 \end{cases} = 3.5$$

Величина, що характеризує дисперсію величини  $\lg\sigma_{\eta}$  у функції фракційної характеристики:

$$\log\sigma_{\eta} := \begin{cases} 0.308 & \text{if Тип} = 1 \\ 0.283 & \text{if Тип} = 2 \\ 0.352 & \text{if Тип} = 3 \\ 0.352 & \text{if Тип} = 4 \\ 0.364 & \text{if Тип} = 5 \\ 0.308 & \text{if Тип} = 6 \\ 0.340 & \text{if Тип} = 7 \end{cases} = 0.352$$

Діаметр частинок, що вловлюються на 50% у стандартних умовах:

$$d_{50,T} := \begin{cases} 8.5 \cdot 10^{-6} & \text{if Тип} = 1 \\ 6 \cdot 10^{-6} & \text{if Тип} = 2 \\ 4.5 \cdot 10^{-6} & \text{if Тип} = 3 \\ 3.65 \cdot 10^{-6} & \text{if Тип} = 4 \\ 2.31 \cdot 10^{-6} & \text{if Тип} = 5 \\ 1.95 \cdot 10^{-6} & \text{if Тип} = 6 \\ 1.13 \cdot 10^{-6} & \text{if Тип} = 7 \end{cases} = 3.65 \times 10^{-6}$$

4. Загальна площа поперечного перерізу циклона при якій забезпечується оптимальне значення швидкості газу

$$F_{заг} := \frac{V_r}{w_{opt}} = \frac{17.807}{3.5} = 5.088$$

5. Задаємося рядом значень стандартних діаметрів циклонів:

$$D_i := 0.2, 0.3.. 3$$

6. Необхідна кількість циклонів зі стандартним діаметром, при якій забезпечується необхідна загальна площа поперечного перерізу:

$$n_{\text{ц.розрах}}(D_i) = \frac{F_{\text{заг}}}{\left(\frac{\pi \cdot D_i^2}{4}\right)} \quad \text{де } \pi \approx 3.14$$

7. Попередньо приймається кількість циклонів

7.1 Округлення до цілого більшого значення кількості циклонів

$$n_{\text{ц.більша}}(D_i) := \text{ceil}(n_{\text{ц.розрах}}(D_i))$$

7.2 Округлення до цілого меншого значення кількості циклонів

$$n_{\text{ц.менша.1}}(D_i) := \text{floor}(n_{\text{ц.розрах}}(D_i))$$

Оскільки кількість циклонів за результатами розрахунків може вийти в межах  $0 < n < 1$ , що при округленні в меншу сторону дасть значення "0", що є неприпустимим - вводиться умовний оператор:

$$n_{\text{ц.менша}}(D_i) := \begin{cases} 1 & \text{if } n_{\text{ц.менша.1}}(D_i) = 0 \\ n_{\text{ц.менша.1}}(D_i) & \text{otherwise} \end{cases}$$

8. Визначення дійсної швидкості газу в циклоні:

8.1 Дійсна швидкість газу при більшій кількості циклонів:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w_{\text{г.мін}}(D_i) := \frac{V_{\text{г}}}{n_{\text{ц.більша}}(D_i) \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4}}$$

8.2 Дійсна швидкість газу при меншій кількості циклонів:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w_{\text{г.макс}}(D_i) := \frac{V_{\text{г}}}{n_{\text{ц.менша}}(D_i) \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4}}$$

9. Відхилення дійсної швидкості газу в циклоні від значення оптимальної:

9.1 Відхилення при більшій кількості циклонів:

$$\% \quad \delta_{\text{опт.2}}(D_i) := \frac{|w_{\text{г.мін}}(D_i) - w_{\text{опт}}|}{w_{\text{опт}}} \cdot 100$$

9.2 Відхилення при меншій кількості циклонів:

$$\% \quad \delta_{\text{опт.1}}(D_i) := \frac{|w_{\text{г.макс}}(D_i) - w_{\text{опт}}|}{w_{\text{опт}}} \cdot 100$$

10. Перевірка виконання умови (робоча швидкість газу в циклоні не повинна відхилятися більш ніж на 15% від оптимальної) та вибір значення дійсної робочої швидкості запиленого газу в циклоні:

$$\frac{M}{c} w_r(D_i) := \begin{cases} w_{r,max}(D_i) & \text{if } \delta_{opt,1}(D_i) \leq 15 \\ w_{r,min}(D_i) & \text{otherwise} \end{cases}$$

11. Розрахунок відхилення значення дійсної швидкості газу в циклоні від оптимального значення:

$$\% \delta_w(D_i) := \frac{|w_r(D_i) - w_{opt}|}{w_{opt}} \cdot 100$$

12. Визначення остаточно прийнятої кількості циклонів

$$n_{ц}(D_i) := \frac{V_r}{w_r(D_i) \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4}}$$

13. Визначення коефіцієнтів опору та поправочних коефіцієнтів у залежності від заданого типу циклона:

13.1 Визначення коефіцієнтів опору циклона:

Таблиця 2 – Коефіцієнти опору циклонів  $D=500$  мм ( $w=3$  м/с)

Тип циклона	$D/d$	Без додаткових пристроїв		Із кільцевим дифузором		Із вихідним завихрювачем	Із відводом під кутом $90^\circ$ , $R/d=1,5$	
		$\xi_{11,900}^c$	$\xi_{11,500}^n$	$\xi_{1,900}^c$	$\xi_{1,900}^n$	$\xi_{11,500}^c$	$l/d=0-12$ $\xi_{1,900}^c$	$l/d>12$ $\xi_{11,500}^n$
ЦН-11	0.59	245	250	207	215	235	245	250
ЦН-15	-	155	163	132	140	150	155	160
ЦН-15У	-	165	170	140	148	158	165	170
ЦН-24	-	75	80	64	70	73	75	80
СДК-ЦН-33	0.33	520	600	-	-	-	-	-
СК-ЦН-34	0.34	1050	1150	-	-	-	-	-
СК-ЦН34М	0.22	-	2000	-	-	-	-	-

Примітка\*: Індекс "с" означає, що циклон працює у гідравлічній мережі; а індекс "п" - циклон працює на викид до атмосфери.

$$\xi_c := \begin{cases} 245 & \text{if Тип} = 4 \\ 155 & \text{if Тип} = 3 \\ 165 & \text{if Тип} = 2 \\ 75 & \text{if Тип} = 1 \\ 520 & \text{if Тип} = 5 \\ 1050 & \text{if Тип} = 6 \\ 1050 & \text{if Тип} = 7 \end{cases} = 245$$

$$\xi_n := \begin{cases} 250 & \text{if Тип} = 4 \\ 163 & \text{if Тип} = 3 \\ 170 & \text{if Тип} = 2 \\ 80 & \text{if Тип} = 1 \\ 600 & \text{if Тип} = 5 \\ 1150 & \text{if Тип} = 6 \\ 2000 & \text{if Тип} = 7 \end{cases} = 250$$

- 1 ЦН-24
- 2 ЦН-15у
- 3 ЦН-15
- 4 ЦН-11
- 5 СК-ЦН-33
- 6 СК-ЦН-34
- 7 СК-ЦН-34М

$$\xi_{cm} := \xi_c = 245$$

### 13.2 Визначення поправочного коефіцієнта $K_1$

Таблиця 3 – Поправочний коефіцієнт  $K_1$ , що залежить від діаметра циклона

$D_{ц}, \text{мм}$	Тип циклона		
	ЦН-11	ЦН-15, ЦН-24, ЦН-15У	СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34М
150	0.94	0.85	1.0
200	0.95	0.90	1.0
300	0.96	0.93	1.0
450	0.99	1.0	1.0
500	1.00	1.0	1.0

$$K_{11} := \begin{cases} 0.94 & \text{if } D_i = 0.1 \\ 0.95 & \text{if } D_i = 0.2 \\ 0.96 & \text{if } D_i = 0.3 \\ 0.99 & \text{if } D_i = 0.4 \\ 1 & \text{otherwise} \end{cases} \quad K_{12} := \begin{cases} 0.85 & \text{if } D_i = 0.1 \\ 0.9 & \text{if } D_i = 0.2 \\ 0.93 & \text{if } D_i = 0.3 \\ 1 & \text{if } D_i = 0.4 \\ 1 & \text{otherwise} \end{cases} \quad K_{13} := 1$$

$$K_1 := \begin{cases} K_{11} & \text{if Тип} = 4 \\ K_{12} & \text{if Тип} \leq 3 \\ K_{13} & \text{otherwise} \end{cases} \quad \begin{matrix} 1 \text{ ЦН-24} \\ 2 \text{ ЦН-15у} \\ 3 \text{ ЦН-15} \\ 4 \text{ ЦН-11} \\ 5 \text{ СК-ЦН-33} \\ 6 \text{ СК-ЦН-34} \\ 7 \text{ СК-ЦН-34М} \end{matrix}$$

### 13.3 Визначення поправочного коефіцієнта $K_2$

Таблиця 4 – Поправочний коефіцієнт  $K_2$ , що враховує запиленість газів

Тип циклона	Запиленість, $C_{вк}, \text{г/м}^3$						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0.960	0.940	0.920	0.900	0.870	0.850
ЦН-15	1	0.930	0.920	0.910	0.900	0.870	0.860
ЦН-15У	1	0.930	0.920	0.910	0.890	0.880	0.870
ЦН-24	1	0.950	0.930	0.920	0.900	0.870	0.860
СДК-ЦН-33	1	0.810	0.785	0.780	0.770	0.760	0.745
СК-ЦН-34	1	0.980	0.947	0.930	0.915	0.910	0.900
СК-ЦН-34М	1	0.990	0.970	0.950	-	-	-

$$C_1 := (0 \ 10 \ 20 \ 40 \ 80 \ 120 \ 150)^T$$

$$K_{2,1} := (1 \ 0.96 \ 0.94 \ 0.92 \ 0.9 \ 0.87 \ 0.85)^T$$

$$K_{2,2} := (1 \ 0.93 \ 0.92 \ 0.91 \ 0.9 \ 0.87 \ 0.86)^T$$

$$K_{2,3} := (1 \ 0.93 \ 0.92 \ 0.91 \ 0.89 \ 0.88 \ 0.87)^T$$

$$K_{2,4} := (1 \ 0.95 \ 0.93 \ 0.92 \ 0.9 \ 0.87 \ 0.86)^T$$

$$K_{2,5} := (1 \ 0.81 \ 0.785 \ 0.78 \ 0.77 \ 0.76 \ 0.745)^T$$

$$K_{2,6} := (1 \ 0.98 \ 0.947 \ 0.93 \ 0.915 \ 0.91 \ 0.9)^T$$

$$K_{2,7} := (1 \ 0.99 \ 0.97 \ 0.95 \ 0.935 \ 0.93 \ 0.92)^T$$



$$K_2 := \begin{cases} \text{linterp}(C_1, K_{2,1}, C_{\text{BK}}) & \text{if Тип} = 4 \\ \text{linterp}(C_1, K_{2,2}, C_{\text{BK}}) & \text{if Тип} = 3 \\ \text{linterp}(C_1, K_{2,3}, C_{\text{BK}}) & \text{if Тип} = 2 \\ \text{linterp}(C_1, K_{2,4}, C_{\text{BK}}) & \text{if Тип} = 1 \\ \text{linterp}(C_1, K_{2,5}, C_{\text{BK}}) & \text{if Тип} = 5 \\ \text{linterp}(C_1, K_{2,6}, C_{\text{BK}}) & \text{if Тип} = 6 \\ \text{linterp}(C_1, K_{2,7}, C_{\text{BK}}) & \text{if Тип} = 7 \end{cases} = 0.783$$

1	ЦН-24
2	ЦН-15у
3	ЦН-15
4	ЦН-11
5	СК-ЦН-33
6	СК-ЦН-34
7	СК-ЦН-34М

### 13.4 Поправочний коефіцієнт $K_3$

Таблиця 5 – Поправочний коефіцієнт  $K_3$ , що залежить від компоновки батареї циклонів

Характеристика компоновки	$K_3$
Кругова компоновка, нижнє підведення газів, які очищаються до кожного циклону	60
Прямокутна компоновка, підведення газів у загальну камеру	60
Прямокутна компоновка, відведення газів із загальної камери	35
Прямокутна компоновка, равликоче відведення від кожного циклону	28

$$K_3(D_i) := \begin{cases} 0 & \text{if } n_{\text{ц}}(D_i) = 1 \\ 28 & \text{otherwise} \end{cases}$$

### 14. Загальний коефіцієнт гідравлічного опору циклона:

$$\xi(D_i) := K_1 \cdot K_2 \cdot \xi_{\text{сп}} + K_3(D_i)$$

### 15. Визначення теплофізичних параметрів газу

Таблиця 6 – Теплофізичні параметри повітря при атмосферному тиску.

Температура $t, ^\circ\text{C}$	0	100	200	300	400	500	600	700
Густина $\rho, \text{кг/м}^3$	1.293	0.946	0.746	0.615	0.535	0.456	0.414	0.371
В'язкість $\mu \times 10^{-7}, \text{Па}\cdot\text{с}$	171	219	260	297	330	362	391	417

$$t := (0 \ 100 \ 200 \ 300 \ 400 \ 500 \ 600 \ 700)^T$$

$$\rho_{g,1} := (1.293 \ 0.946 \ 0.746 \ 0.615 \ 0.535 \ 0.456 \ 0.414 \ 0.371)^T$$

$$\mu_{g,1} := (171 \ 219 \ 260 \ 297 \ 330 \ 362 \ 391 \ 417)^T$$

#### 15.1 Густина газу при заданій температурі:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_r := \text{linterp}(t, \rho_{g,1}, t_r) = 0.746$$

**15.2 Динамічна в'язкість газу при заданій температурі:**

$$\text{Па} \cdot \text{с} \quad \mu_T := \text{interp}(t, \mu_{g,1}, t_T) \cdot 10^{-7} = 2.6 \times 10^{-5}$$

**16. Визначення гідравлічного опору батареї циклонів:**

$$\text{Па} \quad \Delta P(D_i) := \xi(D_i) \cdot \frac{w_T(D_i)^2 \rho_T}{2}$$

**17. Визначення загальних витрат енергії на очищення газу в батареї циклонів:**

$$\text{Вт} \quad N_{\Sigma}(D_i) := V_T \cdot \Delta P(D_i)$$

**18. Параметри стандартних умов роботи циклона:**

**18.1 Густина частинок при стандартних умовах роботи циклона:**

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\text{ст.ум}} \equiv 1930$$

**18.2 Середня швидкість газу в циклоні при стандартних умовах роботи циклона:**

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w_{\text{ст.ум}} := w_{\text{опт}} = 3.5$$

**18.3 Діаметр циклона при стандартних умовах роботи циклона:**

$$\text{м} \quad D_{\text{ст.ум}} \equiv 0.6$$

**18.4 Динамічна в'язкість газу при стандартних умовах роботи циклона**

$$\text{Па} \cdot \text{с} \quad \mu_{\text{ст.ум}} \equiv 22.2 \cdot 10^{-6}$$

**19. Дисперсний склад пилу за даних умов:**

$$\sigma_{\varphi} := 10^{\log \sigma_{\eta}} + 0.2 = 10^{0.352} + 0.2 = 2.449$$

**20. Діаметр частинок, що уловлюються в циклоні на 50% за даних умов:**

$$\text{мм} \quad d_{50}(D_i) := d_{50,T} \cdot \sqrt{\frac{D_i \cdot \rho_{\text{ст.ум}} \cdot \mu_T \cdot w_{\text{ст.ум}}}{D_{\text{ст.ум}} \cdot \rho_T \cdot \mu_{\text{ст.ум}} \cdot w_T(D_i)}}$$

**21. Визначення параметра функції розподілу частинок пилу в газі:**

$$x(D_i) := \frac{\log\left(\frac{d_{\text{медіанний}}}{d_{50}(D_i)}\right)}{\left(\log\sigma_{\eta}^2 + \log(\sigma_{\eta})^2\right)^{0.5}} \quad \begin{array}{l} \log(\sigma_{\eta}) = 0.342 \\ \log\sigma_{\eta} = 0.352 \end{array}$$

**22. Визначення функції розподілу частинок пилу в газі:**

$$\begin{aligned} \Phi_{x_1}(D_i) &:= -A_{11} \cdot x(D_i)^6 + A_{21} \cdot x(D_i)^5 + A_{31} \cdot x(D_i)^4 - A_{41} \cdot x(D_i)^3 + A_{51} \cdot x(D_i)^2 + A_{61} \cdot x(D_i) + A_{71} \\ \Phi_{x_2}(D_i) &:= A_{12} \cdot x(D_i)^6 - A_{22} \cdot x(D_i)^5 - A_{32} \cdot x(D_i)^4 - A_{42} \cdot x(D_i)^3 - A_{52} \cdot x(D_i)^2 + A_{62} \cdot x(D_i) + A_{72} \end{aligned}$$

де

$A_{11} \equiv 0.0006$	$A_{12} \equiv 0.0004$
$A_{21} \equiv 0.0003$	$A_{22} \equiv 0.0009$
$A_{31} \equiv 0.0251$	$A_{32} \equiv 0.0285$
$A_{41} \equiv 0.0922$	$A_{42} \equiv 0.0964$
$A_{51} \equiv 0.0115$	$A_{52} \equiv 0.0139$
$A_{61} \equiv 0.3971$	$A_{62} \equiv 0.3966$
$A_{71} \equiv 0.5$	$A_{72} \equiv 0.4999$

$$\Phi x(D_i) := \begin{cases} \Phi_{x_1}(D_i) & \text{if } x(D_i) \geq 0 \\ \Phi_{x_2}(D_i) & \text{otherwise} \end{cases}$$

**23. Визначення повного коефіцієнта очищення газу в циклоні:**

$$\% \quad \eta_p(D_i) := 50 \cdot (1 + \Phi x(D_i))$$

**24. Об'ємна концентрація пилу на виході з циклону:**

$$\frac{\text{г}}{\text{м}^3} \quad C_{\text{вих}}(D_i) := C_{\text{вх}} - C_{\text{вх}} \cdot \frac{\eta_p(D_i)}{100}$$

**25. Величина зменшення запиленості газу в циклоні:**

$$\frac{\text{г}}{\text{м}^3} \quad \Delta C(D_i) := C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}}(D_i)$$

**26. Показник ефективності батареї циклонів:**

$$\frac{\text{Вт} \cdot \text{м}^3}{\text{г}} \quad J_{\text{ц}}(D_i) := \frac{N_{\Sigma}(D_i)}{\Delta C(D_i)}$$

Результати розрахунків у *Mathcad*:

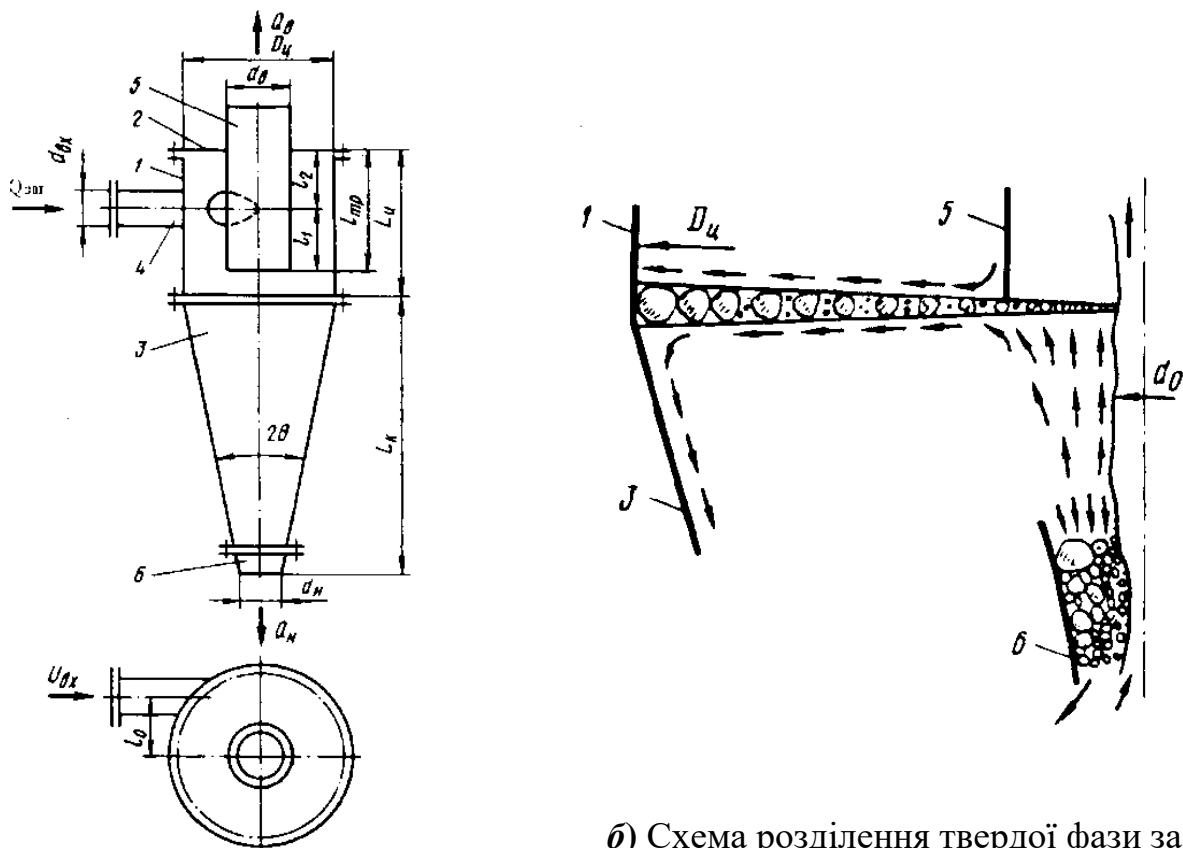
$D_i =$	$n_u(D_i) =$	$w_r(D_i) =$	$\delta_w(D_i) =$	$\eta_p(D_i) =$	$\Delta P(D_i) =$	$N_\Sigma(D_i) =$	$J_u(D_i) =$
0.2	162	3.501	0.02	98.705	$1.005 \cdot 10^3$	$1.79 \cdot 10^4$	72.542
0.3	72	3.501	0.02	98.178	$1.005 \cdot 10^3$	$1.79 \cdot 10^4$	72.932
0.4	40	3.544	1.27	97.702	$1.031 \cdot 10^3$	$1.835 \cdot 10^4$	75.13
0.5	25	3.63	3.7	97.29	$1.081 \cdot 10^3$	$1.924 \cdot 10^4$	79.114
0.6	18	3.501	0.02	96.766	$1.005 \cdot 10^3$	$1.79 \cdot 10^4$	73.996
0.7	13	3.561	1.747	96.397	$1.04 \cdot 10^3$	$1.852 \cdot 10^4$	76.867
0.8	10	3.544	1.27	95.991	$1.031 \cdot 10^3$	$1.835 \cdot 10^4$	76.47
0.9	8	3.501	0.02	95.577	$1.005 \cdot 10^3$	$1.79 \cdot 10^4$	74.916
1	6	3.781	8.021	95.483	$1.173 \cdot 10^3$	$2.088 \cdot 10^4$	87.469
1.1	5	3.749	7.128	95.125	$1.153 \cdot 10^3$	$2.054 \cdot 10^4$	86.353
1.2	4	3.938	12.522	94.989	$1.272 \cdot 10^3$	$2.266 \cdot 10^4$	95.403
1.3	4	3.356	4.123	94.061	923.697	$1.645 \cdot 10^4$	69.948
1.4	3	3.858	10.226	94.325	$1.221 \cdot 10^3$	$2.174 \cdot 10^4$	92.193
1.5	3	3.361	3.981	93.46	926.436	$1.65 \cdot 10^4$	70.607
1.6	3	2.954	15.608	92.571	715.65	$1.274 \cdot 10^4$	55.066
1.7	2	3.925	12.133	93.59	$1.263 \cdot 10^3$	$2.25 \cdot 10^4$	96.16
1.8	2	3.501	0.02	92.818	$1.005 \cdot 10^3$	$1.79 \cdot 10^4$	77.144
1.9	2	3.142	10.232	92.031	809.746	$1.442 \cdot 10^4$	62.672
2	2	2.836	18.984	91.235	659.543	$1.174 \cdot 10^4$	51.492
2.1	2	2.572	26.516	90.432	542.608	$9.662 \cdot 10^3$	42.739
2.2	2	2.343	33.045	89.627	450.477	$8.022 \cdot 10^3$	35.801
2.3	2	2.144	38.74	88.821	377.096	$6.715 \cdot 10^3$	30.241
2.4	1	3.938	12.522	91.993	$1.11 \cdot 10^3$	$1.977 \cdot 10^4$	85.968
2.5	1	3.63	3.7	91.361	943.013	$1.679 \cdot 10^4$	73.522
2.6	1	3.356	4.123	90.725	806.091	$1.435 \cdot 10^4$	63.287
2.7	1	3.112	11.094	90.086	693.143	$1.234 \cdot 10^4$	54.805
2.8	1	2.893	17.331	89.446	599.302	$1.067 \cdot 10^4$	47.724
2.9	1	2.697	22.934	88.807	520.818	$9.274 \cdot 10^3$	41.773
3	1	2.52	27.986	88.168	454.771	$8.098 \cdot 10^3$	36.74

### 3. Розрахунок гідроциклону

#### 3.1. Теоретичні відомості

Гідроциклони застосовуються для розділення рідких матеріалів на целюлозно-паперових виробництвах, апатитних фабриках, де вони замінили спіральні класифікатори, на вуглезбагачувальних фабриках покращити вуглезбагачення вугільної та антрацитової дрібної фракції.

Циліндроконічний гідроциклон складається з двох основних частин: циліндричної 1 з кришкою 2 і конічної 3, рисунок 3.1. В циліндричній частині є вхідний патрубок 4, по якому суспензія надходить тангенційно в гідроциклон. Для виведення освітленої рідини є патрубок 5. Через штуцер 6 відводиться згущений продукт.



а) Схема циліндроконічного гідроциклону

б) Схема розділення твердої фази за розмірами в циліндроконічному гідроциклоні

1 – циліндричний корпус; 2 – кришка; 3 – конічна частина апарату; 4 – живильний (вхідний) патрубок; 5 – труба для виведення освітленої рідини; 6 – насадка для вивантаження згущеного продукту.

**Рисунок 3.1.** Схема розділення твердої фази за розмірами в циліндроконічному гідроциклоні

Вихідна суспензія подається до апарату під надлишковим тиском, який створюється живильним насосом. При будь-якому положенні апарата в просторі більш великі частинки прямують до вершини корпусу і розвантажуються через штуцер 6, а менші та легкі прямують у протилежному напрямку і через зливну трубу 3 виводяться з гідроциклону, рисунок 3.1 б.

Метод розділення частинок твердої фази широкого діапазону розмірів і густини ґрунтується на відмінності в русі цих частинок під дією відцентрової сили інерції, сили опору і впливу можливих випадкових факторів (стіснених рух частинок, особливо в нижній частині гідроциклону, турбулізація потоку, що виникає в різних зонах апарату при зміні режимів його роботи).

При роботі гідроциклону в ньому утворюється клас частинок заданої проміжної крупності (чи густини) частинки цієї вузької фракції безперервно циркулюють в зоні між розвантажувальними отворами і не виходять з апарату. Розмір таких частинок прийнято називати граничною крупністю розділення.

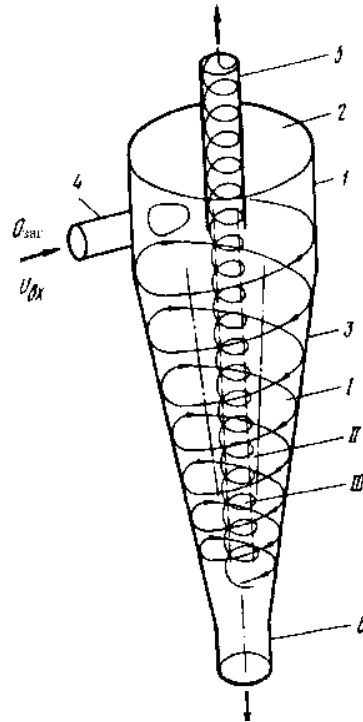
Накопичення дрібних частинок біля вершини конуса перешкоджає переміщенню більших частинок до розвантажувальної насадки, що спричинює суттєвий вплив на процес розділення.

Частинки, які не здатні під дією відцентрових сил інерції подолати сили опору радіального потоку несучого середовища, переміщуються до осі гідроциклону і захоплюються висхідним струменем та виносяться через штуцер 5 разом із освітленою рідиною, рисунок 3.2.

У периферійній зоні I потік рідкої фази, який обертається з великою швидкістю, рухається вниз конічної частини гідроциклону. Невелика кількість рідини при цьому виходить через штуцер 6, основна кількість змінює напрям руху і, утворюючи висхідний потік (зона II), піднімається вгору і видаляється з гідроциклону через вивідний патрубок 5.

При русі зовнішнього потоку до вершини корпусу з нього видаляється частина рідини, яка при переміщенні в радіальному напрямку вливається до внутрішнього висхідного потоку.

Під час роботи, через розвантажувальний штуцер у гідроциклоні підсмоктується значна кількість повітря, що разом із газом, який виділився з рідини, утворює розрідження III (повітряний стовп).



*I* – зовнішня зона; *II* – внутрішня зона; *III* – зона розрідження (повітряний стовп)

**Рисунок 3.2.** Схема руху потоків в корпусі гідроциклоні

Вихідний потік, в якому концентруються легкі або дрібні частинки оброблюваного матеріалу, обмежений із внутрішньої сторони цією зоною розподілення.

Причиною утворення повітряного стовпа є розрив суцільного потоку рідини через великі значення тангенціальних швидкостей поблизу вісі гідроциклоні і виділення дуже дрібних газових бульбашок з потоку в результаті сильного вихроутворення.

***Фактори, які впливають на ефективність роботи гідроциклонів.***

При перевищенні максимальних концентрацій твердої фази, нормальна робота гідроциклоні порушується через забивання штуцерів для вивантаження шламу. При цьому знижується ступінь розділення, тому застосування

гідроциклонів для розділення висококонцентрованих суспензій є малоефективним.

Ступінь осадження – називається відношення маси твердої фази в осаді і вихідній суспензії до  $1 \text{ м}^3$  рідкої фази.

У реальних умовах тверда фаза являє собою полідисперсну суміш, тому в теоретичних розрахунках ґрунтується на граничному діаметрі твердих часток.

Зі збільшенням об'ємної концентрації твердої фази у вихідній суспензії ефективність гідроциклона знижується.

Продуктивність гідроциклона визначається різницею тисків на вході і виході. Як показали досліді дані, продуктивність пропорційна різниці тисків у ступені 0,5. Це є підставою для визначення об'ємної продуктивності гідроциклона  $V$ , розглядаючи рух суспензії через нього, як рух рідини із затопленого отвору.

Гідроциклони застосовують також для розділення нестійких емульсій, у яких одна з рідких фаз знаходиться в дисперсному виді (краплі). Процес дуже ускладнюється тим, що краплі всередині циклону змінюють форму і розміри, а також коаліціюють.

В целюлозно-паперовій промисловості одержали широке застосування гідроциклони для очистки паперової маси від чужорідних включень перед подачею до напірних ящиків папероробних машин, очистки целюлозної маси від сучків, непровару і механічних домішок.

Зазвичай застосовуються серії невеликих гідроциклонів, діаметром  $40 \div 100$  мм, які працюють паралельно.

Для забезпечення заданої продуктивності вони об'єднуються в агрегати – мульти-гідроциклони.

У целюлозно-паперовій промисловості для очищення волокнистих суспензій застосовується мультигідроциклон із горизонтальним розташуванням гідроциклонів, вважають, що частинки  $d > d_a$  відводяться з осадом, а частинки з розміром  $d < d_a$  – з фугатом.



За таких умов кількість твердої фази в осаді та фугаті визначаються за відповідними кривими розділення. При цих умовах, у залежності від режиму руху, максимальні розміри можуть бути знайдені за відповідними залежностями.

### 3.2. Огляд конструкцій і класифікація апаратів гідроциклонного типу

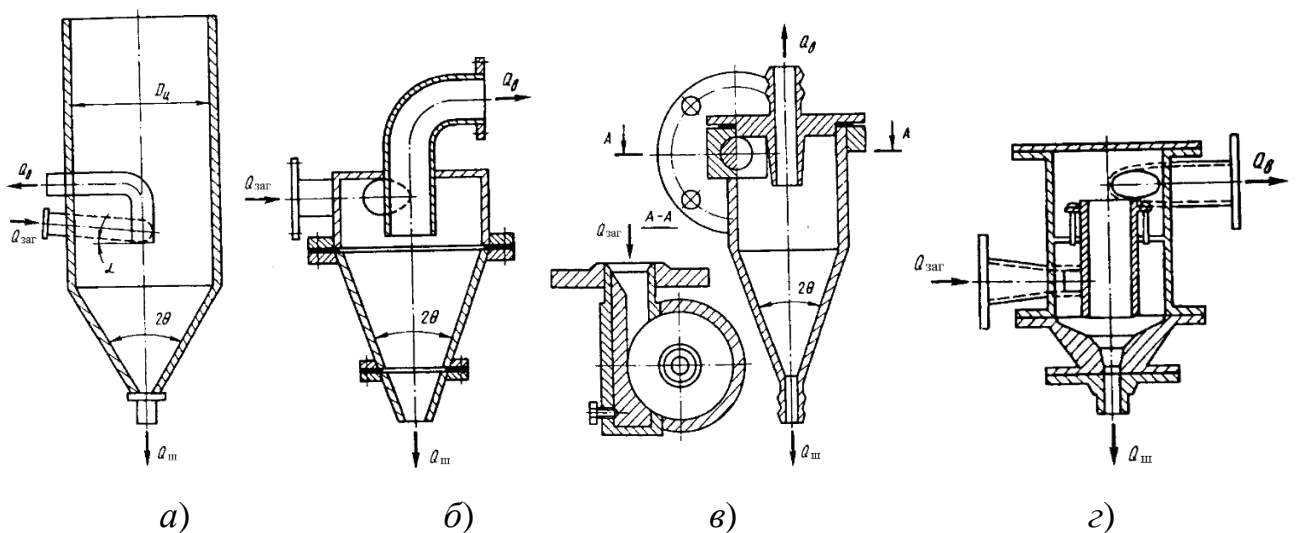
З великого різноманіття конструкцій гідроциклонів доцільно виділити чотири основні групи:

1. *Циліндроконічні гідроциклони*, які застосовуються для освітлення, згущення, збагачення, класифікації, рисунок 3.3.

2. *Конічні гідроциклони* (відкриті та закриті) призначені головним чином для розділення грубих суспензій, рисунок 3.4.

3. *Циліндричні* (прямоточні і протитечійні) гідроциклони, які використовуються частіше для проведення процесів двохфракційної класифікації, освітлення та згущення суспензії, рисунок 3.5.

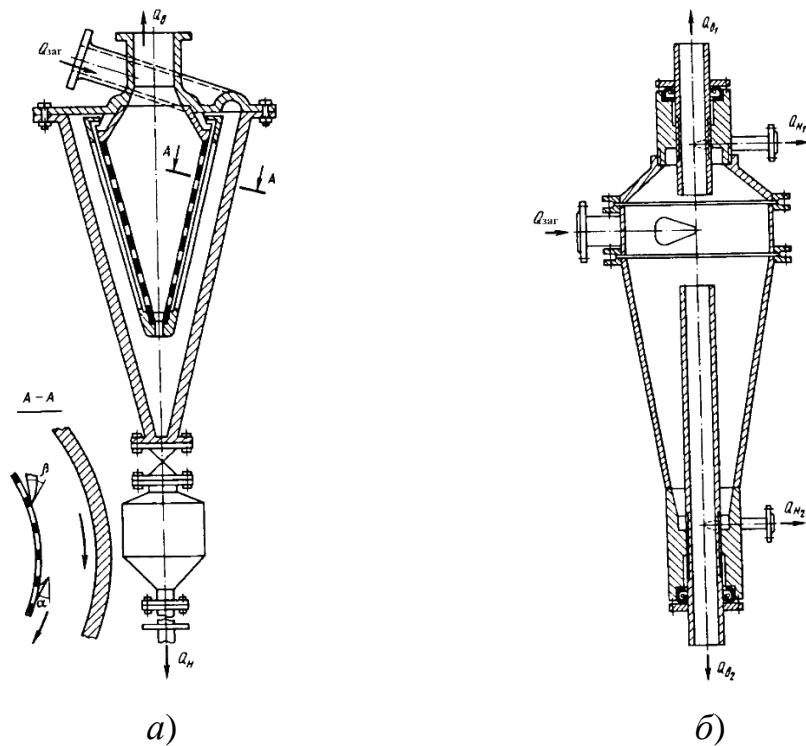
4. *Турбоциклони* – апарати гідроциклонного типу з “розгінними” обертовими пристроями (турбінами), які доцільно застосувати для розділення тонких розбавлених суспензій із змінною концентрацією та дисперсним складом при безнапірному режимі живлення, рисунок 3.6.



*a* – низьконапірний відкритий протитечійний; *б* – без камери зливу;

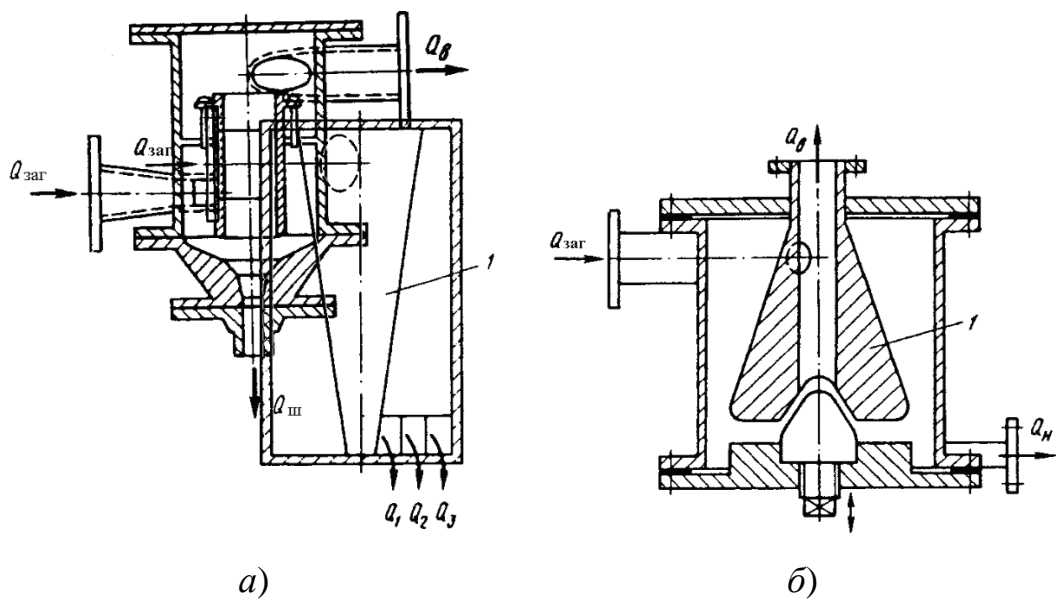
*в* – зі змінною вставкою живлення; *г* – зі зливною камерою

**Рисунок 3.3.** Циліндроконічні гідроциклони



*a* – протитечійний із сітковим конічним елементом на виході освітленого потоку і бункером (накопичувачем згущеного продукту); *б* – двохконусний протитечійний чотирьохпродуктовий

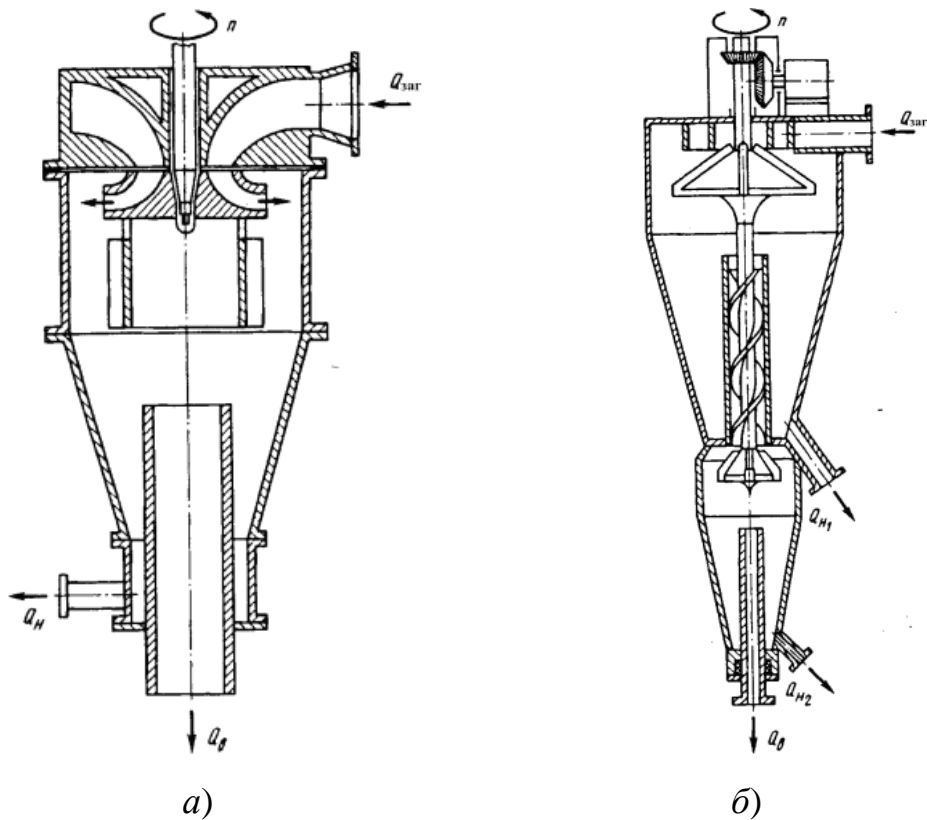
**Рисунок 3.4.** Конічні гідроциклони



*a* – циліндричний прямоточний трьох продуктовий; *б* – циліндричний противоточний двох продуктовий з регулюванням освітленого продукту;

1 – конічний витискувач

**Рисунок 3.5.** Циліндричні гідроциклони



*а* – прямоточний двопродуктовий з радіальним підведенням суміші, що розділяється; *б* – прямоточний трьохпродуктовий двоступінчатий зі шнековим вивантаженням проміжного продукту і плоскими розмінними лопатями.

**Рисунок 3.6.** Турбогідроциклони

### 3.3. Методика розрахунку гідроциклона

#### Вихідні дані до розрахунку:

Витрати суспензії, що поступає на очищення, м <sup>3</sup> /год	$V_{\text{зад.}}$ ;
Діаметр циклона, м	$D$ ;
Напір пропорційний різниці тиску на вході і виході, МПа	$\Delta H$ ;
Температура середовища, °С	$t$ ;
Густина твердої фази, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_T$ ;
Вміст твердої фази у вихідній суспензії, %	$a$ ;
Вміст твердої фази в освітленому продукті, %	$b$ ;
Вміст твердої фази у згущеному продукті, %	$c$ .

Значення вихідних даних для розрахунку гідроциклона наведено в додатку 1.3, таблиці Д1.3.

Теплофізичні властивості води (густина та коефіцієнт динамічної в'язкості) визначаються для заданої температури за таблицею Д2.11.

Для проміжних значень температури динамічну в'язкість знаходять за допомогою інтерполяції.

Розрахункову схему гідроциклона наведено на рисунку 3.1.

На практиці прийняті наступні відносні розміри елементів гідроциклонів:

- $H/D=5$ ;
- $d/D=0,28$ ;
- $d_1/D=0,34$ ;
- $h/D=0,4$ ;
- $D \leq 750$  мм.

Із заданих співвідношень визначається діаметр вхідного патрубку  $d$ , м, а також діаметр відвідної труби  $d_1$ , м.

Площа поперечного перерізу вхідної труби, м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{вх}} = \frac{\pi d_1^2}{4}$$

Коефіцієнт витрат:

$$\mu = \frac{d_1^2}{D^2 - d_1^2}.$$

Продуктивність гідроциклона, м<sup>3</sup>/с:

$$V = \mu F_{\text{вх}} \sqrt{2\Delta H} \cdot 10^{-2}.$$

Тоді швидкість суспензії у вхідному патрубку, м/с:

$$w_{\text{вх}} = \frac{V}{F_{\text{вх}}}.$$

Необхідна кількість гідроциклонів, одиниць:

$$m = V_{\text{зад.}}/V.$$

Максимальні розміри твердих частинок для ламінарного режиму руху, м:

$$d_a = \sqrt{\frac{18W_0\mu_p}{(\rho_r - \rho_p)\omega^2 r}} = \sqrt{\frac{18\mu_p}{(\rho_r - \rho_p)} \ln \frac{R_2}{R_1}},$$

де  $R_2$  та  $R_1$  – радіус корпусу гідроциклону та радіус відповідного патрубку відповідно;

$\mu_p$  – динамічна в'язкість дисперс

Коефіцієнт корисної дії гідроциклону:

$$\eta = \frac{c-a}{c-b} \left[ \frac{100-b}{100-a} - \frac{b}{a} \right],$$

де  $a$ ,  $b$ ,  $c$  – вміст твердої фази у вихідній суспензії, освітленому та згущеному продуктах розділення відповідно.

Для узагальнення необхідно визначити як впливає напір  $\Delta H$ , якщо його:

а) зменшити до  $\Delta H = 0,1$  МПа;

б) збільшити до  $\Delta H = 0,3$  МПа.

За результатами розрахунків необхідно зробити висновки.

### 3.4. Приклад програми розрахунку гідроциклону в *Mathcad*

#### 1. Вихідні дані

Витрати суспензії, що поступає на очищення:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_{\text{зад}} := \frac{13}{3600} = 3.611 \times 10^{-3}$$

Діаметр гідроциклону:

$$\text{м} \quad D := 0.4$$

Напір пропорційний різниці тиску на вході і виході:

$$\text{Па} \quad \Delta H := 0.2$$

Температура середовища:

$$\text{С} \quad t := 20$$

Густина твердої фази:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_T := 1500$$

Вміст твердої фази у вихідній суспензії:

$$\% \quad a := 31$$

Вміст твердої фази в освітленому продукті:

$$\% \quad b := 8.3$$

Вміст твердої фази у згушеному продукті:

$$\% \quad c := 83$$

#### 2. Розміри елементів гідроциклону:

діаметр вхідного патрубку:

$$\text{м} \quad d := 0.28 \cdot D = 0.28 \cdot 0.4 = 0.112$$

діаметр відвідної труби:

$$\text{м} \quad d_1 := 0.34 \cdot D = 0.34 \cdot 0.4 = 0.136$$

#### 3. Площа поперечного перерізу вхідної труби:

$$\text{м}^2 \quad F_{\text{вх}} := \frac{\pi \cdot d_1^2}{4} = \frac{3.14 \cdot 0.136^2}{4} = 0.015$$

$\pi \approx 3.14$

#### 4. Коефіцієнт витрат:

$$\mu := \frac{d_1^2}{D^2 \cdot d_1^2} = \frac{0.136^2}{0.4^2 \cdot 0.136^2} = 6.25$$

#### 5. Продуктивність гідроциклону:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V := \mu \cdot F_{\text{вх}} \cdot \sqrt{2 \cdot \Delta H} \cdot 10^{-2} = 6.25 \cdot 0.015 \cdot \sqrt{2 \cdot 0.2} \cdot 10^{-2} = 5.929 \times 10^{-4}$$

6. Швидкість суспензії у вхідному патрубку:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w_{\text{вх}} := \frac{V}{F_{\text{вх}}} = \frac{5.929 \cdot 10^{-4}}{0.015} = 0.04$$

7. Необхідна кількість гідроциклонів, одиниць:

$$m := \frac{V_{\text{зад}}}{V} = \frac{3.611 \cdot 10^{-3}}{5.929 \cdot 10^{-4}} = 6.09$$

Приймаємо цілу кількість гідроциклонів із округленням у меншу сторону, одиниць:

$$m := \text{round}(m) = 6$$

Тоді реальна швидкість суспензії у вхідному патрубку:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w_{\text{вх,реальна}} := \frac{V_{\text{зад}}}{F_{\text{вх}} \cdot m} = \frac{3.611 \cdot 10^{-3}}{0.015 \cdot 6} = 0.04$$

8. Теплофізичні параметри дисперсного середовища:

$$t_{\text{H}_2\text{O}} := (0 \ 10 \ 20 \ 30 \ 40 \ 50 \ 60 \ 70 \ 80 \ 90)^{\text{T}}$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{O}} := (999.9 \ 999.7 \ 998.2 \ 994.45 \ 990.7 \ 986.95 \ 983.2 \ 977 \ 970.8 \ 964.6)^{\text{T}}$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{O}} := (178.80 \ 130.60 \ 100.40 \ 87.05 \ 73.69 \ 60.34 \ 46.99 \ 42.30 \ 37.62 \ 32.93)^{\text{T}}$$

$$\mu_{\text{p}}(t) := \text{linterp}(t_{\text{H}_2\text{O}}, \mu_{\text{H}_2\text{O}}, t) \cdot 10^{-5}$$

$$\rho_{\text{p}}(t) := \text{linterp}(t_{\text{H}_2\text{O}}, \rho_{\text{H}_2\text{O}}, t)$$

Густина поглинач (води) за робочої температури:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\text{p}} := \rho_{\text{p}}(t) = 998.2$$

Динамічна в'язкість поглинач (води) за робочої температури:

$$\text{Па}\cdot\text{с} \quad \mu_{\text{p}} := \mu_{\text{p}}(t) = 1.004 \times 10^{-3}$$

9. Максимальні розміри твердих частинок для ламінарного режиму руху:

$$\text{м} \quad d_a := \sqrt{\frac{18 \cdot \mu_{\text{p}}}{(\rho_{\text{T}} - \rho_{\text{p}})} \cdot \ln\left(\frac{D}{d_1}\right)} = \sqrt{\frac{18 \cdot 1.004 \cdot 10^{-3}}{1500 - 998.2} \cdot \ln\left(\frac{0.4}{0.136}\right)} = 6.233 \times 10^{-3}$$

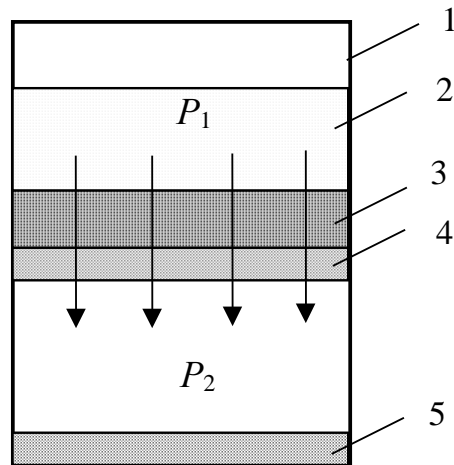
10. Коефіцієнт корисної дії гідроциклону:

$$\eta := \frac{c - a}{c - b} \cdot \left( \frac{100 - b}{100 - a} - \frac{b}{a} \right) = \frac{83 - 31}{83 - 8.3} \cdot \left( \frac{100 - 8.3}{100 - 31} - \frac{8.3}{31} \right) = 0.739$$

## 4. Розрахунок стрічкового вакуум-фільтра

### 4.1. Теоретичні відомості

Схема процесу фільтрації наведена на рисунку 4.1. В загальному найпростішому випадку фільтр являє собою ємність, корпус 1 розділений на дві частини фільтруючою перегородкою 4.



1 – корпус; 2 – суспензія; 3 – осад;  
4 – фільтруюча перегородка; 5 – фільтрат

**Рисунок 4.1.** Схема фільтра при розділенні суспензії:

Суспензія 2 надходить у верхню частину ємності таким чином, щоб протягом всього процесу фільтрації контактувала з фільтруючою перегородкою.

На фільтруючій перегородці та після неї створюють відповідну різницю тисків  $\Delta P = P_1 - P_2$ . Під дією різниці тиску рідина проходить через пори фільтруючої перегородки, утворюючи фільтрат 5. Тверді частинки затримуються на поверхні фільтруючої перегородки 4, утворюючи осад 3.

*Процес фільтрації* – це процес розділення суспензій шляхом пропускання їх через пористу перегородку для розділення тонкодисперсних та волокнистих суспензій. Процес фільтрації може здійснюватись при постійному тиску або при постійній швидкості фільтрації.

#### **Фізична модель процесу:**

1. Фільтрація через перегородку, утворення осаду на перегородці.
2. Фільтрація через шар осаду і через перегородку.



Товщина шару осаду суттєво впливає на швидкість процесу фільтрації та якість фільтрату. При фільтрації висота осаду збільшується, що приводить до збільшення гідравлічного опору і підвищення ефективності процесу фільтрації, але зменшує його швидкість.

#### ***Фактори, які суттєво впливають на швидкість фільтрації.***

1. *Товщина шару осаду.* Чим більше висота осаду, тим менша швидкість, але ступінь очищення вище.

2. *Структура осаду.* Чим більше розміри каналів в осаді, тим більша швидкість фільтрації.

3. *Тиск.* Із збільшенням тиску швидкість фільтрації зростає, але це тільки в тому випадку, якщо осад кристалічний, що не стискується. Якщо осад є аморфним, то із збільшенням тиску канали пор в осаді зменшуються і швидкість фільтрації зменшується.

4. *Температура.* З підвищенням температури в'язкість суспензії зменшується і швидкість фільтрації збільшується. Отже, фільтрацію доцільно вести при підвищеній температурі, яка обмежується фізико-механічними властивостями фільтруючої перегородки.

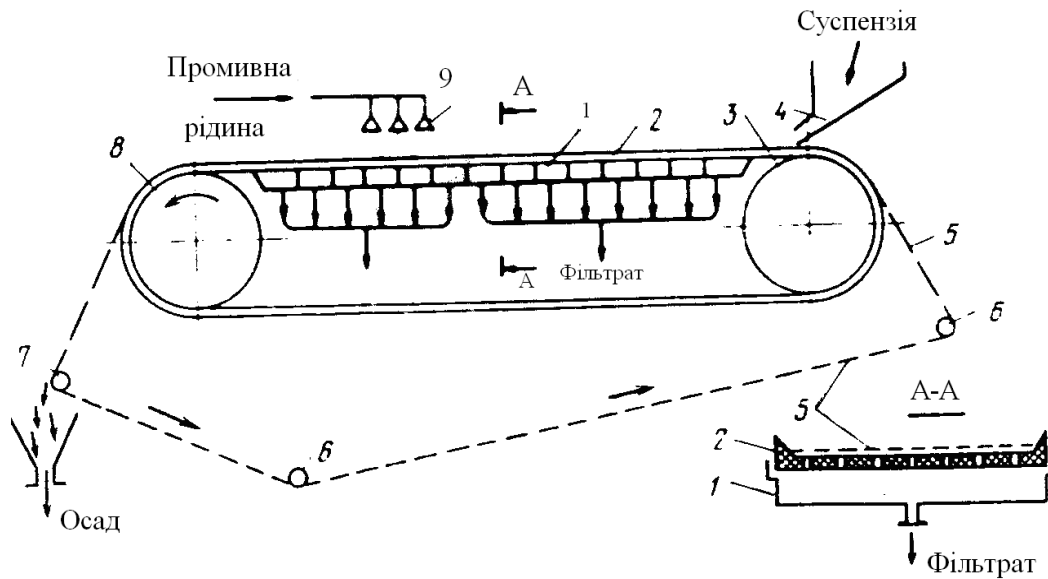
#### **4.2. Огляд конструкції стрічкового вакуум-фільтра**

Стрічковий вакуум-фільтр являє собою апарат безперервної дії, що працює під вакуумом, в якому напрямок дії сили тяжіння співпадає з напрямком руху фільтрату. Схема фільтра наведена на рисунку 4.2.

Перфорована гумова стрічка 2 переміщується по замкненому колу за допомогою привідного 8 і натяжного 3 барабанів. Фільтруюча тканина 5 притискається до гумової стрічки при натягуванні роликками 6. З лотка 4 на фільтруючу тканину подається суспензія. Фільтрат відсмоктується до вакуум-камер 1, які розташовані під стрічкою, і відводиться з апарату.

Утворений на тканині осад промивається рідиною, яка подається через форсунки 9. Промивна рідина відсмоктується до інших вакуум-камер і, в подальшому, відводиться з апарату.

Осад завдяки вакууму підсушується і при згині стрічки через валик 7 відділяється від тканини і скидається в бункер. На зворотньому шляху між роликami 6 фільтруюча тканина зазвичай регенерується: очищається за допомогою металевих щіток і промивається рідиною.



- 1 – вакуум камера; 2 – перфорована стрічка; 3 – натяжний барабан;  
 4 – лоток для подачі суспензії; 5 – фільтруюча тканина; 6 – натяжні роликi;  
 7 – валик для перегину стрічок; 8 – привідний барабан; 9 – форсунки для промивної рідини

**Рисунок 4.2.** Стрічковий вакуум-фільтр

До переваг стрічкових фільтрів, окрім вищевказаних співпадіння напрямку фільтрації та осадження, відноситься простота конструкції (відсутність спеціальної розподільної головки, як у барабанному фільтрі), хороші умови промивки та зневоднення осаду. Завдяки простоті відведення осаду та регенерації тканини можлива обробка матеріалів, що важко фільтруються.

Недоліками є невелика питома поверхня і швидкий знос фільтруючої стрічки, громіздкість апарату, та складність герметизації.

### 4.3. Методика розрахунку стрічкового вакуум-фільтра

#### Вихідні дані до розрахунку:

Масова продуктивність за суспензією, що подається на фільтрацію, $T_{\text{суп.}}/\text{ГОД}$	$G$ ;
Концентрація твердої фази у суспензії, $\text{кг}_B/\text{кг}_{AB}$	$C_1$ ;
Концентрація твердої фази у вологому осаді, $\text{кг}_B/\text{кг}_{\text{в.о.}}$	$C_2$ ;
Густина рідкої фази у суспензії, $\text{кг}_A/\text{м}_A^3$	$\rho_p$ ;
Густина твердої фази у суспензії, $\text{кг}_B/\text{м}_B^3$	$\rho_T$ ;
Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази у суспензії, $\text{Па}\cdot\text{с}$	$\mu_p$ ;
Константа питомого опору фільтрувальної тканини, $1/\text{м}$	$R_0$ ;
Константа питомого опору осаду, $\text{м}/\text{кг}$	$r_{m1}$ ;
Різниця тисків, що забезпечується при фільтрації та промивці осаду, $\text{кПа}$	$\Delta P$ ;
Товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі $\text{мм}$	$h_{\text{ос.}}$

Розрахункову схему стрічкового вакуум-фільтра (СВФ) наведено на рисунку 4.2. Вихідні дані до розрахунку наведено в таблиці Д1.4.

Густина суспензії, що подається на фільтрацію у ванну барабанного вакуум-фільтра,  $\text{кг}_{AB}/\text{м}_{AB}^3$ :

$$\rho_{\text{суп.}} = \frac{\rho_T \rho_p}{\rho_T + C_1(\rho_p - \rho_T)}$$

Густина вологого осаду,  $\text{кг}/\text{м}^3$ :

$$\rho_{\text{ос}} = \frac{\rho_T \rho_p}{\rho_T + C_2(\rho_p - \rho_T)}$$

Маса твердого осаду, що відкладається при проходженні  $1 \text{ м}^3$  фільтрату,  $\text{кг}$ :

$$x_{\text{с.о.}} = \frac{\rho_p}{\frac{1}{C_1} - \frac{1}{C_2}}$$

Середній питомий опір осаду:

$$r_{\text{ос}} = r_{m1}(\Delta P \times 0.10197)^S$$

де  $S$  – ступінь стискування осаду (у даному випадку прийняти, що  $S=0.887$ ).

Константа рівняння фільтрації, с/м<sup>2</sup>:

$$b_1 = \frac{\mu_p x_{c.o.} r_{oc}}{2\Delta P}$$

Умовний об'єм фільтрату на одиницю поверхні фільтрації, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>:

$$V_o = \frac{R_o}{r_{oc} x_{c.o.}}$$

Об'єм вологого осаду, що відкладається при проходженні 1 м<sup>3</sup> фільтрату, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>:

$$x_{v.o.} = \frac{1 - C_2 \left(1 - \frac{\rho_p}{\rho_T}\right)}{C_2/C_1 - 1}$$

Об'єм фільтрату, що проходить через 1 м<sup>2</sup> фільтра, м<sup>3</sup>/м<sup>2</sup>:

$$V = h_{oc}/x_{v.o.}$$

Час фільтрації, с:

$$\tau_\phi = \frac{b_1 h_{oc} (h_{oc} + 2x_{v.o.} V_o)}{x_{v.o.}^2}$$

Довжина ділянки фільтрації, м:

$$L_\phi = w\tau_\phi$$

де  $w$  – хід фільтрувальної стрічки вакуум-фільтра, м/хв (зазвичай становить  $w=1\div 15$  м/хв).

Довжина ділянки фільтрації приймається з округленням до дециметрів.

Поверхня фільтрації, м<sup>2</sup>:

$$F_\phi = w\tau_\phi b$$

де  $b$  – ширина фільтрувальної стрічки, м (зазвичай становить  $b=1\div 3$  м).

Константа промивки, с/м<sup>2</sup>:

$$b_2 = a_o \rho_{oc} \mu_{пр} x_{c.o.} r_{oc} / \Delta P$$

де  $a_o$  – необхідний об'єм промивної рідини на 1 кг вологого осаду (у даному випадку прийняти, що  $a_o=0.5\times 10^{-3}$  м<sup>3</sup>);

$\mu_{пр}$  – коефіцієнт динамічної в'язкості промивної рідини (у даному випадку прийняти, що  $\mu_{пр}=1.005\times 10^{-3}$  Па·с).

Розрахунковий час промивки, с:

$$\tau'_{\text{пр}} = b_2 h_{\text{ос}} (h_{\text{ос}} + 2x_{\text{в.о.}} V_0) / x_{\text{в.о.}}$$

Час промивки з урахуванням відношення дійсної поверхні, яка зрошується промивною рідиною з форсунок до теоретичної поверхні зони промивки, с:

$$\tau_{\text{пр}} = \vartheta \tau'_{\text{пр}},$$

де  $\vartheta$  – коефіцієнт запасу, що враховує необхідність збільшення поверхні промивки, порівняно із теоретичною (у даному випадку прийняти, що  $\vartheta=1.05$ ).

Довжина ділянки промивки, м:

$$L_{\text{пр}} = w \tau_{\text{пр}}$$

Довжина ділянки промивки приймається з округленням до дециметрів.

Поверхня ділянки промивки, м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{пр}} = w \tau_{\text{пр}} b$$

Час сушіння, зрізання осаду та знаходження у мертвій зоні у даному випадку приймати рівним часу промивки  $\tau_{\text{с.з.}} = \tau_{\text{пр}}$ , тоді довжина цієї ділянки становитиме  $L_{\text{с.з.}} = L_{\text{пр}}$ , а поверхня –  $F_{\text{с.з.}} = F_{\text{пр}}$ .

Тривалість проведення допоміжних операцій, с:

$$\tau_{\text{доп.}} = (\tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр.}} + \tau_{\text{с.з.}}) 1.5$$

Довжина ділянки допоміжних операцій, м:

$$L_{\text{доп.}} = \tau_{\text{доп.}} w$$

Загальна довжина стрічки вакуум-фільтра, м:

$$L_{\text{стрічки}} = L_{\text{ф}} + L_{\text{пр.}} + L_{\text{доп.}} + L_{\text{с.з.}}$$

Загальна довжина стрічкового вакуум-фільтра, м:

$$L_{\text{фільтра}} = L_{\text{ф}} + L_{\text{пр.}}$$

Частота обертання приводного барабана, Гц:

$$n = \frac{w}{\pi D}$$

де  $D=0.5b$  – діаметр приводного барабана, м.

Потужність, що витрачається на процес, Вт:

$$N = V L_{\text{фільтра}} b \cdot \Delta P.$$

#### 4.4. Приклад програми розрахунку стрічкового вакуум-фільтра в *Mathcad*

##### Вхідні дані:

Масова продуктивність за суспензією, що надходить на фільтрацію:

$$\frac{\text{т}_{\text{AB}}}{\text{год}} \quad G_{\text{т.год}} = 10$$

$$\frac{\text{кг}_{\text{AB}}}{\text{с}} \quad G := G_{\text{т.год}} \cdot \frac{1000}{3600} = 2.778$$

Концентрація твердої фази у суспензії:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{кг}_{\text{AB}}} \quad C_1 = 0.3$$

Концентрація твердої фази у вологому осаді:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{кг}_{\text{В.о.}}} \quad C_2 = 0.52$$

Густина рідкої фази у суспензії:

$$\frac{\text{кг}_{\text{А}}}{\text{м}_{\text{А}}^3} \quad \rho_{\text{р}} = 1 \times 10^3$$

Густина твердої фази у суспензії:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{м}_{\text{В}}^3} \quad \rho_{\text{т}} = 7.8 \times 10^3$$

Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази у суспензії при заданій температурі:

$$\text{Па} \cdot \text{с} \quad \mu_{\text{р}} := 1.005 \cdot 10^{-3}$$

Константа питомого опору фільтрувальної тканини:

$$\frac{1}{\text{м}} \quad R_0 := 1.065 \cdot 10^{10}$$

Константа питомого опору осаду:

$$\frac{\text{м}}{\text{кг}} \quad r_{\text{м}} := 8.44 \cdot 10^7$$

Різниця тисків, що забезпечується при фільтрації та промивці:

$$\text{Па} \quad \Delta P = 5.5 \times 10^4$$

Товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі:

$$\text{м} \quad h_{\text{ос}} = 8 \times 10^{-3}$$

### Розрахунки:

1. Густина суспензії:

$$\frac{\text{кг}_{\text{АВ.}}}{\text{м}_{\text{АВ.}}^3} \rho_{\text{сусп.}} := \frac{\rho_{\text{T}} \cdot \rho_{\text{P}}}{\rho_{\text{T}} + C_1 \cdot (\rho_{\text{P}} - \rho_{\text{T}})} = \frac{7800 \cdot 1000}{7800 + 0.3 \cdot (1000 - 7800)} = 1.354 \times 10^3$$

2. Густина вологого осаду:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В.о.}}}{\text{м}_{\text{В.о.}}^3} \rho_{\text{ос.}} := \frac{\rho_{\text{T}} \cdot \rho_{\text{P}}}{\rho_{\text{T}} + C_2 \cdot (\rho_{\text{P}} - \rho_{\text{T}})} = \frac{7800 \cdot 1000}{7800 + 0.52 \cdot (1000 - 7800)} = 1.829 \times 10^3$$

4. Маса твердої фази, що відкладається на фільтрі з 1 м<sup>3</sup> фільтрату:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{м}_{\text{А}}^3} x_{\text{с.о}} := \frac{\rho_{\text{P}}}{\frac{1}{C_1} - \frac{1}{C_2}} = \frac{1000}{\frac{1}{0.3} - \frac{1}{0.52}} = 709.091$$

5. Середній питомий опір осаду:

$$\frac{1}{\text{м}} r_{\text{ос}} := r_{\text{м}} \cdot (\Delta P \cdot 0.10197)^S = 8.44 \cdot 10^7 \cdot (55 \cdot 10^3 \cdot 0.10197)^{0.887} = 1.785 \times 10^{11}$$

де  $S \equiv 0.887$  - ступінь стискання осаду

6. Константа рівняння фільтрації:

$$\frac{\text{с}}{\text{м}^2} b_1 := \frac{\mu_{\text{P}} \cdot x_{\text{с.о}} \cdot r_{\text{ос}}}{2 \cdot \Delta P} = \frac{1.005 \cdot 10^{-3} \cdot 709.091 \cdot 178467519768}{2 \cdot 55 \cdot 10^3} = 1.156 \times 10^6$$

7. Умовний об'єм фільтрату на одиницю фільтрації:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2} V_{\text{о}} := \frac{R_0}{r_{\text{ос}} \cdot x_{\text{с.о}}} = \frac{1.065 \cdot 10^{10}}{178467519768 \cdot 709.091} = 8.416 \times 10^{-5}$$

7. Об'єм вологого осаду, що відкладається при проходженні 1 м<sup>3</sup> фільтрату:

$$\frac{\text{м}_{\text{В.о.}}^3}{\text{м}_{\text{А}}^3} x_{\text{В.о.}} := \frac{1 - C_2 \cdot \left(1 - \frac{\rho_{\text{P}}}{\rho_{\text{T}}}\right)}{\frac{C_2}{C_1} - 1} = \frac{1 - 0.52 \cdot \left(1 - \frac{1000}{7800}\right)}{\frac{0.52}{0.3} - 1} = 0.745$$

8. Об'єм фільтрату, що проходить через 1 м<sup>2</sup> фільтра:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2} V := \frac{h_{\text{ос}}}{x_{\text{В.о.}}} = \frac{8 \cdot 10^{-3}}{0.745} = 0.011$$

9. Час фільтрації, с:

$$c \quad \tau_{\phi} := \frac{b_1 \cdot h_{oc} \cdot (h_{oc} + 2 \cdot x_{в.о.} \cdot V_o)}{x_{в.о.}^2} = 133.322$$

10. Довжина ділянки фільтрації:

Для забезпечення мінімальної довжини вакуум-фільтра обираємо найменше значення ходу стрічки вакуум-фільтра:

$$w := \frac{1}{60} = 0.017 \quad \frac{м}{с}$$

$$м \quad L_{\phi} := w \cdot \tau_{\phi} = 0.017 \cdot 133.322 = 2.266$$

Приймаємо значення довжини ділянки фільтрації:  $L_{\phi} := \frac{\text{ceil}(L_{\phi} \cdot 10)}{10} = 2.3 \quad м$

11. Поверхня ділянки фільтрації:

Приймаємо ширину стрічки вакуум-фільтра:  $b := 1.5 \quad м$

$$м^2 \quad F_{\phi} := w \cdot \tau_{\phi} \cdot b = 3.4$$

12. Константа промивки:

$$\frac{с}{м^2} \quad b_2 := \frac{a_o \cdot \rho_{oc} \cdot \mu_{пр} \cdot x_{с.о} \cdot r_{oc}}{\Delta P} = 2.104 \times 10^6$$

де  $a_o \equiv 0.5 \cdot 10^{-3} \quad м^3$  - необхідна кількість промивної рідини на 1 кг вологого осаду

$\mu_{пр} \equiv 1 \cdot 10^{-3} \quad Па \cdot с$  - коефіцієнт динамічної в'язкості промивної рідини

13. Розрахунковий час промивки:

$$c \quad \tau_{пр.р} := \frac{b_2 \cdot h_{oc} \cdot (h_{oc} + 2 \cdot x_{в.о.} \cdot V_o)}{x_{в.о.}} = 180.762$$

14. Час промивки з урахуванням відношення дійсної поверхні, яка зрошується промивною рідиною з форсунок до теоретичної площі зони промивки:

$$c \quad \tau_{пр} := \nu \cdot \tau_{пр.р} = 1.05 \cdot 180.762 = 189.8$$

де  $\nu \equiv 1.05$  - відношення дійсної поверхні, яка зрошується промивною рідиною з форсунок до теоретичної площі зони промивки.

15. Довжина ділянки промивання осаду після фільтрації:

$$м \quad L_{пр} := w \cdot \tau_{пр} = 0.017 \cdot 189.8 = 3.227$$

Приймаємо значення довжини ділянки фільтрації:  $L_{пр} := \frac{\text{ceil}(L_{пр} \cdot 10)}{10} = 3.3 \quad м$



16. Поверхня ділятки промивання осаду після фільтрації:

$$m^2 \quad F_{пр} := w \cdot \tau_{пр} \cdot b = 0.017 \cdot 189.8 \cdot 1.5 = 4.84$$

17. Приймаємо, що час сушіння та зрізання осаду дорівнює часу промивання осаду:

$$c \quad \tau_{С.З} := \tau_{пр} = 189.8$$

$$m \quad L_{С.З} := L_{пр} = 3.3$$

$$m^2 \quad F_{С.З} := F_{пр} = 4.84$$

18. Тривалість проведення допоміжних операцій:

$$c \quad \tau_{доп} := (\tau_{ф} + \tau_{пр} + \tau_{С.З}) \cdot 1.5 = (133.322 + 189.8 + 189.8) \cdot 1.5 = 769.383$$

19. Довжина ділятки проведення допоміжних операцій:

$$m \quad L_{доп.} := w \cdot \tau_{доп} = 0.017 \cdot 769.383 = 13.08$$

Приймаємо значення довжини ділянки фільтрації:  $L_{доп.} := \frac{\text{ceil}(L_{доп.} \cdot 10)}{10} = 13.1 \text{ м}$

20. Загальна довжина фільтрувальної стрічки вакуум-фільтра:

$$m \quad L_{стрічки} := L_{ф} + L_{пр} + L_{С.З} + L_{доп.} = 2.3 + 3.3 + 3.3 + 13.1 = 22$$

21. Загальна довжина стрічкового вакуум-фільтра:

$$m \quad L_{фільтра} := L_{ф} + L_{пр} + L_{С.З} = 2.3 + 3.3 + 3.3 = 8.9$$

22. Діаметр приводного барабана:

$$m \quad D := 0.5 \cdot b = 0.5 \cdot 1.5 = 0.75$$

23. Частота обертання приводного барабана:

$$\Gamma_{цп} := \frac{w}{\pi \cdot D} = \frac{0.017}{3.14 \cdot 0.75} = 7.219 \times 10^{-3}$$

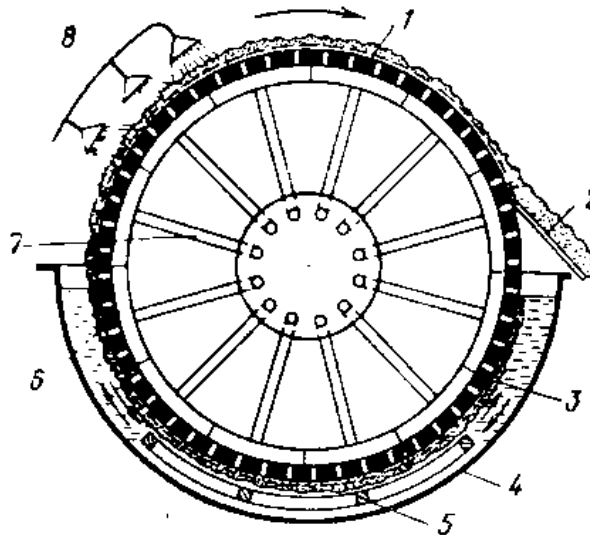
24. Потужність, що витрачається на процес:

$$N := V \cdot (L_{фільтра} \cdot b) \cdot \Delta P = 0.011 \cdot 8.9 \cdot 1.5 \cdot 55 \cdot 10^3 = 8.077 \times 10^3$$

## 5. Розрахунок барабанного вакуум-фільтра

### 5.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкції барабанного вакуум-фільтра

Основною частиною барабанного вакуум-фільтра, рисунок 5.1, є зварений або вилитий з металу барабан 1, встановлений за допомогою цапф у підшипниках над ванною 4 з суспензією, таким чином, щоб частина барабана була занурена у ванну.



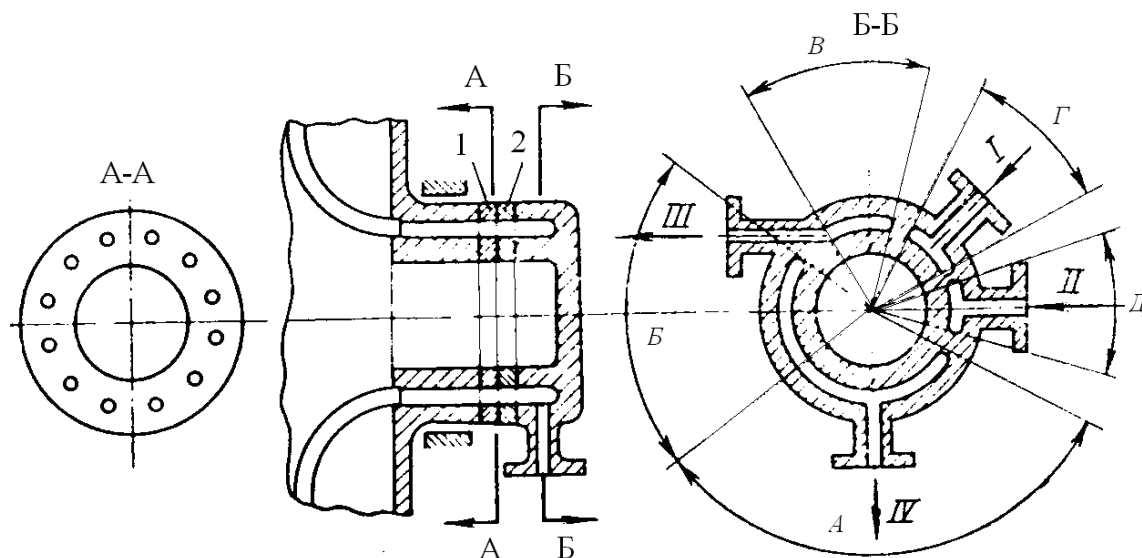
- 1 – перфорований барабан; 2 – ніж; 3 – фільтруюча тканина; 4 – ванна;  
5 – коливаюча мішалка; 6 – камери; 7 – труби;  
8 – пристрій для подачі промивної рідини

**Рисунок 5.1.** Схема барабанного вакуум-фільтра

Барабан набуває обертового руху від електродвигуна. Поверхня барабана перфорована і покрита фільтруючою тканиною 3, яка спеціально закріплюється на барабані. Під фільтруючою поверхнею створюється вакуум, фільтрат проходить через фільтруючу тканину, а на її поверхні залишається осад, який в подальшому зрізається ножом 2.

Для запобігання попадання твердих частинок у ванні встановлена рухома (коливальна) мішалка 5. Всередині барабана перегородками утворені окремі камери 6, з'єднані трубами 7 з каналами, які проходять через одну з цапф. Канали

з'єднані з автоматичним перемикаючим пристроєм – розподільною головкою.  
Схема розподільної головки наведена на рисунку 5.2.



1 – рухомий диск; 2 – нерухомий диск;

*A* – зона фільтрації; *B* – зона просушки осаду; *B* – зона промивки та просушки осаду; *Г* – зона віддувки осаду; *Д* – зона очистки тканини;

*I, II* – повітря; *III* – промивна рідина; *IV* – фільтрат

**Рисунок 5.2.** Схема розподільної головки:

У головці є прикріплений до барабану рухомий диск 1 і нерухомий диск 2. Отвори в рухомому диску з'єднуються з камерами барабана, а отвори в нерухомому диску – з відповідними трубопроводами, по яким відводиться фільтрат і промивна рідина і підводиться стиснене повітря для віддувки осаду і очистки фільтруючої тканини.

Тобто, у зонах *A*, *B* і *B* створюється розрідження, а в зонах *Г* і *Д* – надлишковий тиск.

Кожний отвір рухомого диска при обертанні послідовно з'єднуються з отворами нерухомого диска, а в кожній камері за один оберт барабана здійснюються всі стадії процесу.

Це є основною перевагою даного фільтра. Разом з тим, це простота обслуговування, можливість фільтрації суспензії з великим вмістом твердої фази, хороші умови промивки осаду.

До недоліків фільтра відноситься порівняно невелика питома поверхня фільтрації, відносно велика вартість, складність герметизації, необхідність перемішування суспензії у робочій ванні через протилежний напрямок руху твердих частинок під дією сили тяжіння і фільтрату.

Основні параметри барабанних вакуум-фільтрів наведено у таблиці Д2.12.

## 5.2. Методика розрахунку барабанного вакуум-фільтра

### Вихідні дані до розрахунку:

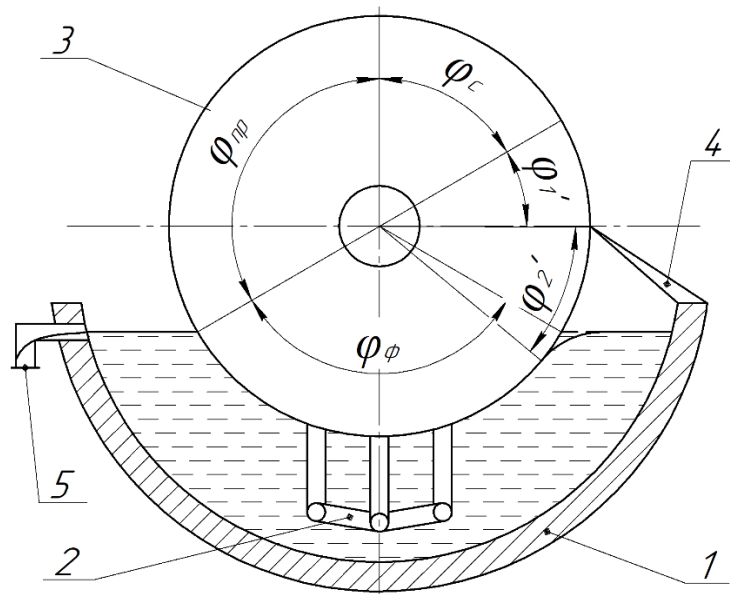
Масова продуктивність за суспензією, що подається на фільтрацію, $T_{\text{суп.}}/\text{ГОД}$	$G$ ;
Концентрація твердої фази у суспензії, $\text{кг}_B/\text{кг}_{AB}$	$C_1$ ;
Концентрація твердої фази у вологому осаді, $\text{кг}_B/\text{кг}_{\text{в.о.}}$	$C_2$ ;
Густина рідкої фази у суспензії, $\text{кг}_A/\text{м}_A^3$	$\rho_p$ ;
Густина твердої фази у суспензії, $\text{кг}_B/\text{м}_B^3$	$\rho_T$ ;
Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази у суспензії, $\text{Па}\cdot\text{с}$	$\mu_p$ ;
Константа питомого опору фільтрувальної тканини, $1/\text{м}$	$R_0$ ;
Константа питомого опору осаду, $\text{м}/\text{кг}$	$r_{m1}$ ;
Різниця тисків, що забезпечується при фільтрації та промивці осаду, $\text{кПа}$	$\Delta P$ ;
Товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі $\text{мм}$	$h_{oc}$ .

Розрахункову схему барабанного вакуум-фільтра (БВФ) наведено на рисунку 5.3. Вихідні даня до розрахунку наведені у додатку 1.5, таблиці Д1.5.

Середній питомий опір осаду:

$$r_{oc} = r_{m1} (\Delta P \times 0.10197)^S$$

де  $S$  – ступінь стискання осаду (у даному випадку прийняти, що  $S=0.887$ ).



$\varphi_{\phi}$  – кут сектора фільтрації;  $\varphi_{\text{пр}}$  – кут сектора промивки осаду;

$\varphi_{\text{с}}$  – кут сектора сушіння осаду;  $\varphi_1'$  – кут сектора віддувки та зрізання осаду;

$\varphi_2'$  – кут «мертвих» зон

1 – ванна; 2 – змішувач; 3 – барабан; 4 – шабер; 5 – перелив.

**Рисунок 5.3.** Схема барабанного вакуум-фільтра:

Густина суспензії, що подається на фільтрацію у ванну барабанного вакуум-фільтра,  $\text{кг}_{AB}/\text{м}_{AB}^3$ :

$$\rho_{\text{сусп.}} = \frac{1}{\frac{C_1}{\rho_{\text{т}}} + \frac{1 - C_1}{\rho_{\text{р}}}}$$

Густина вологого осаду, що утворюється на фільтрувальній поверхні барабанного вакуум-фільтра при фільтрації,  $\text{кг}_{\text{в.о.}}/\text{м}_{\text{в.о.}}^3$ :

$$\rho_{\text{ос.}} = \frac{1}{\frac{C_2}{\rho_{\text{т}}} + \frac{1 - C_2}{\rho_{\text{р}}}}$$

Кількість твердої фази, що відкладається на фільтрі з  $1 \text{ м}^3$  фільтрату,  $\text{кг}_B/\text{м}_{\phi}^3$ :

$$x_{\text{с.о.}} = \frac{\rho_{\text{р}}}{\frac{1}{C_1} - \frac{1}{C_2}}$$

Константа рівняння фільтрації,  $\text{с}/\text{м}^2$ :

$$b_1 = \frac{\mu_p x_{c.o.} r_{oc}}{2\Delta P}$$

Умовний об'єм фільтрату на одиницю поверхні фільтрації,  $m\phi^3/m^2$ :

$$V_o = \frac{R_o}{r_{oc} x_{c.o.}}$$

Об'єм вологого осаду, що відкладається при проходженні  $1 m^3$  фільтрату,  $m_{e.o.}^3/m\phi^3$ :

$$x_{B.o.} = \frac{1 - C_2 \left(1 - \frac{\rho_p}{\rho_T}\right)}{C_2/C_1 - 1}$$

Об'єм фільтрату, що проходить через  $1 m^2$  фільтра,  $m\phi^3/m^2$ :

$$V = h_{oc}/x_{B.o.}$$

Час фільтрації, с:

$$\tau_\phi = \frac{b_1 h_{oc} (h_{oc} + 2x_{B.o.} V_o)}{x_{B.o.}^2}$$

Константа промивки,  $c/m^2$ :

$$b_2 = a_o \rho_{oc} \mu_{pr} x_{c.o.} r_{oc} / \Delta P$$

де  $a_o$  – необхідний об'єм промивної рідини на  $1 kg$  вологого осаду (у даному випадку прийняти, що  $a_o = 0.5 \times 10^{-3} m^3$ );

$\mu_{pr}$  – коефіцієнт динамічної в'язкості промивної рідини (у даному випадку прийняти, що  $\mu_{pr} = 1.005 \times 10^{-3} Pa \cdot s$ ).

Розрахунковий час промивки, с:

$$\tau'_{pr} = b_2 h_{oc} (h_{oc} + 2x_{B.o.} V_o) / x_{B.o.}$$

Час промивки з урахуванням відношення дійсної поверхні, яка зрошується промивною рідиною з форсунок до теоретичної поверхні зони промивки, с:

$$\tau_{pr} = \vartheta \tau'_{pr},$$

де  $\vartheta$  – коефіцієнт запасу, що враховує необхідність збільшення поверхні промивки, порівняно із теоретичною (у даному випадку прийняти, що  $\vartheta = 1.05$ ).

Час сушіння, зняття осаду та знаходження в мертвих зонах, с:

$$\tau_{C.З.М.} = \frac{(\tau_\phi + \tau_{pr}) z_c}{z_c - z_{C.З.М.}}$$

де  $z_c$  – загальна кількість секцій барабанного вакуум-фільтра (у даному випадку прийняти, що  $z_c=20$  секцій);

$z_{с.з.м.}$  – кількість секцій, що припадають на сушіння, зняття осаду та мертві зони (у даному випадку прийняти, що  $z_{с.з.м.}=4$  секції).

Загальна тривалість робочого циклу барабанного вакуум-фільтра, с:

$$\tau_o = \tau_\phi + \tau_{пр} + \tau_{с.з.м.}$$

Частота обертання барабана, Гц (об/с):

$$n = 1/\tau_o$$

Кутова швидкість обертання барабана, град/с:

$$\omega = 360n$$

Кут сектору фільтрації барабанного вакуум-фільтра (приймається ціле значення), град:

$$\varphi_\phi = \omega\tau_\phi$$

Кут сектору промивки осаду в барабанному вакуум-фільтрі (приймається ціле значення), град:

$$\varphi_{пр} = \omega\tau_{пр}$$

Кут сектора сушіння, віддувки та зняття осаду в барабанному вакуум-фільтрі, прийнявши, що кут мертвої зони становить  $\varphi_m=3^\circ$ , град:

$$\varphi_{с.з.} = \tau_{с.з.м.}\omega - \varphi_m$$

При правильному розрахунку сума кутів секторів барабанного вакуум-фільтра повинна становити  $\varphi_\phi + \varphi_{пр} + \varphi_{с.з.} + \varphi_m = 360^\circ$ .

Час сушіння, віддувки та зняття осаду в барабанному вакуум-фільтрі, с:

$$\tau_{с.з.} = \varphi_\phi + \varphi_{пр} + \varphi_{с.з.} + \varphi_m$$

Кут сектора зануреного барабану вакуум-фільтра, град:

$$\varphi_{зан.} = \varphi_\phi + \varphi_m$$

Необхідна об'ємна продуктивність барабанного вакуум-фільтра за фільтратом (з матеріального балансу потоків),  $m\phi^3$ :

$$V_\phi = G \left( 1 - \frac{C_1}{C_2} \right) / \rho_p$$

Необхідна загальна поверхня фільтрації,  $m^2$ :

$$F_{\phi} = \tau_0 V_{\phi} x_{в.о.} / h_{oc}$$

За результатами розрахунків за таблицею Д2.12 (додаток 2) обирається тип конструкції барабанного вакуум фільтра та приймається значення поверхні фільтрації  $F_{табл}$ , діаметр  $D_6$  та довжина  $L_6$  барабану вакуум-фільтра.

Необхідна кількість барабанних вакуум-фільтрів обраного типу (приймається з округленням до більшого значення), одиниць:

$$n_{\text{фільтрів}} = F_{\phi} / F_{\text{табл}}$$

Запас поверхні фільтрації, %:

$$\Delta_{\text{фільтрації}} = \frac{n_{\text{фільтрів}} F_{\text{табл}} - F_{\phi}}{F_{\phi}} 100\%$$

У випадку великих значень запасу поверхні рекомендовано обирати інший тип конструкції барабанного вакуум-фільтра, провести повторний перерахунок їх необхідної кількості та запасу поверхні фільтрації.

Після перерахунків остаточно приймається тип конструкції барабанного вакуум-фільтра із діаметром  $D_6$  та довжиною  $L_6$  барабану вакуум-фільтра.

Глибина занурення барабана вакуум-фільтра в суспензію, м:

$$H_{\text{зан}} = \frac{D_6}{2} \left( 1 - \cos \left( \frac{\varphi_{\text{зан.}}}{2} \right) \right)$$

Масова продуктивність одного барабанного вакуум-фільтра за суспензією, що подається на фільтрацію, кг<sub>AB</sub>/с:

$$G_1 = \frac{V_{\phi}}{n_{\text{фільтрів}}} \frac{x_{с.о.}}{C_1}$$

Об'єм суспензії, що подається у ванну барабанного вакуум-фільтра, м<sub>AB</sub><sup>3</sup>/с:

$$V_{\text{сусп.}} = G_1 / \rho_{\text{сусп.}}$$

Корисний об'єм ванни барабанного вакуум-фільтра, м<sup>3</sup>:

$$V_{\text{ванни}} = V_{\text{сусп.}} \tau_0$$

Потужність, що витрачається на процес, Вт:

$$N = V n_{\text{фільтрів}} F_{\text{табл}} \Delta P.$$



### 5.3. Приклад програми розрахунку барабанного вакуум-фільтра в *Mathcad*

#### Вхідні дані:

Масова продуктивність за суспензією, що надходить на фільтрацію:

$$\frac{\text{т}_{\text{AB}}}{\text{год}} \quad G_{\text{т.год}} := 10$$

$$\frac{\text{кг}_{\text{AB}}}{\text{с}} \quad G := G_{\text{т.год}} \cdot \frac{1000}{3600} = 2.778$$

Концентрація твердої фази у суспензії:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{кг}_{\text{AB}}} \quad C_1 := 0.3$$

Концентрація твердої фази у вологому осаді:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{кг}_{\text{в.о.}}} \quad C_2 := 0.52$$

Густина рідкої фази у суспензії:

$$\frac{\text{кг}_{\text{А}}}{\text{м}_{\text{А}}^3} \quad \rho_{\text{р}} := 1000$$

Густина твердої фази у суспензії:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{м}_{\text{В}}^3} \quad \rho_{\text{т}} := 7800$$

Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази у суспензії при заданій температурі:

$$\text{Па} \cdot \text{с} \quad \mu_{\text{р}} := 1.005 \cdot 10^{-3}$$

Константа питомого опору фільтрувальної тканини:

$$\frac{1}{\text{м}} \quad R_0 := 1.065 \cdot 10^{10}$$

Константа питомого опору осаду:

$$\frac{\text{м}}{\text{кг}} \quad r_{\text{м}} := 8.44 \cdot 10^7$$

Різниця тисків, що забезпечується при фільтрації та промивці:

$$\text{Па} \quad \Delta P := 55 \cdot 10^3$$

Товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі:

$$\text{м} \quad h_{\text{ос}} := 8 \cdot 10^{-3}$$

### Розрахунки:

1. Середній питомий опір осаду:

$$\frac{1}{\text{м}} r_{\text{ос}} := r_m \cdot (\Delta P \cdot 0.10197)^S = 8.44 \cdot 10^7 \cdot (55 \cdot 10^3 \cdot 0.10197)^{0.887} = 1.785 \times 10^{11}$$

де  $S \equiv 0.887$  - ступінь стискання осаду

2. Густина суспензії:

$$\frac{\text{кг}_{\text{АВ.}}}{\text{м}_{\text{АВ.}}^3} \rho_{\text{сусп.}} := \frac{1}{\frac{C_1}{\rho_{\text{т}}} + \frac{1 - C_1}{\rho_{\text{р}}}} = \frac{1}{\frac{0.3}{7800} + \frac{1 - 0.3}{1000}} = 1.354 \times 10^3$$

3. Густина вологого осаду:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В.о.}}}{\text{м}_{\text{В.о.}}^3} \rho_{\text{ос.}} := \frac{1}{\frac{C_2}{\rho_{\text{т}}} + \frac{1 - C_2}{\rho_{\text{р}}}} = \frac{1}{\frac{0.52}{7800} + \frac{1 - 0.52}{1000}} = 1.829 \times 10^3$$

4. Кількість твердої фази, що відкладається на фільтрі з  $1 \text{ м}^3$  фільтрату:

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{м}_{\text{А.}}^3} x_{\text{с.о}} := \frac{\rho_{\text{р}}}{\frac{1}{C_1} - \frac{1}{C_2}} = \frac{1000}{\frac{1}{0.3} - \frac{1}{0.52}} = 709.091$$

5. Константа рівняння фільтрації:

$$\frac{\text{с}}{\text{м}^2} b_1 := \frac{\mu_{\text{р}} \cdot x_{\text{с.о}} \cdot r_{\text{ос}}}{2 \cdot \Delta P} = \frac{1.005 \cdot 10^{-3} \cdot 709.091 \cdot 1.785 \cdot 10^{11}}{2 \cdot 55 \cdot 10^3} = 1.156 \times 10^6$$

6. Умовний об'єм фільтрату на одиницю фільтрації:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2} V_o := \frac{R_0}{r_{\text{ос}} \cdot x_{\text{с.о}}} = \frac{1.065 \cdot 10^{10}}{1.785 \cdot 10^{11} \cdot 709.091} = 8.414 \times 10^{-5}$$

7. Об'єм вологого осаду, що відкладається при проходженні  $1 \text{ м}^3$  фільтрату:

$$\frac{\text{м}_{\text{В.о.}}^3}{\text{м}_{\text{А.}}^3} x_{\text{В.о.}} := \frac{1 - C_2 \cdot \left(1 - \frac{\rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{т}}}\right)}{\frac{C_2}{C_1} - 1} = \frac{1 - 0.52 \cdot \left(1 - \frac{1000}{7800}\right)}{\frac{0.52}{0.3} - 1} = 0.745$$

8. Об'єм фільтрату, що проходить через  $1 \text{ м}^2$  фільтра:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2} V := \frac{h_{\text{ос}}}{x_{\text{В.о.}}} = \frac{8 \cdot 10^{-3}}{0.745} = 0.011$$

9. Час фільтрації, с:

$$c \quad \tau_{\phi} := \frac{b_1 \cdot h_{oc} \cdot (h_{oc} + 2 \cdot x_{в.о.} \cdot V_o)}{x_{в.о.}^2} = 135.387$$

10. Константа промивки:

$$\frac{c}{m^2} \quad b_2 := \frac{a_o \cdot \rho_{oc} \cdot \mu_{пр} \cdot x_{с.о} \cdot r_{oc}}{\Delta P} = 2.115 \times 10^6$$

де  $a_o \equiv 0.5 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3$  - необхідна кількість промивної рідини на 1 кг вологого осаду

$\mu_{пр} \equiv 1.005 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$  - коефіцієнт динамічної в'язкості промивної рідини

11. Розрахунковий час промивки:

$$c \quad \tau_{пр.р} := \frac{b_2 \cdot h_{oc} \cdot (h_{oc} + 2 \cdot x_{в.о.} \cdot V_o)}{x_{в.о.}} = 184.539$$

12. Час промивки з урахуванням відношення дійсної поверхні, яка зрошується промивною рідиною з форсунок до теоретичної площі зони промивки:

$$c \quad \tau_{пр} := \nu \cdot \tau_{пр.р} = 1.05 \cdot 184.539 = 193.766$$

де  $\nu \equiv 1.05$  - відношення дійсної поверхні, яка зрошується промивною рідиною з форсунок до теоретичної площі зони промивки.

13. Приймаємо загальну кількість секцій барабанного вакуум-фільтра:

$$z_c := 20 \text{ одиниць}$$

Приймаємо кількість секцій сусіння, знаття осаду та мертвих зон:

$$z_{с.з.м.} := 4$$

14. Час сусіння, знаття осаду та знаходження в мертвих зонах:

$$c \quad \tau_{с.з.м.} := \frac{(\tau_{\phi} + \tau_{пр}) \cdot z_{с.з.м.}}{z_c - z_{с.з.м.}} = \frac{(135.387 + 193.766) \cdot 4}{20 - 4} = 82.288$$

15. Загальна тривалість робочого циклу:

$$c \quad \tau_o := \tau_{\phi} + \tau_{пр} + \tau_{с.з.м.} = 135.387 + 193.766 + 82.288 = 411.441$$

16. Частота обертання барабану вакуум-фільтра:

$$\Gamma_{\text{ц}} \quad n := \frac{1}{\tau_o} = \frac{1}{411.441} = 2.43 \times 10^{-3}$$

17. Кутова швидкість обертання барабану вакуум-фільтра:

$$\frac{\text{град}}{\text{с}} \quad \omega := 360 \cdot n = 360 \cdot 2.43 \cdot 10^{-3} = 0.875$$

18. Кут сектору фільтрації барабанного вакуум-фільтра:

$$\text{град} \quad \varphi_{\text{ф.}} := \tau_{\text{ф.}} \cdot \omega = 135.387 \cdot 0.875 = 118.464$$

$$\text{Приймаємо ціле значення:} \quad \varphi_{\text{ф.}} := \text{ceil}(\varphi_{\text{ф.}}) = 119$$

19. Кут сектору промивки осаду в барабанному вакуум-фільтрі:

$$\text{град} \quad \varphi_{\text{пр.}} := \tau_{\text{пр.}} \cdot \omega = 193.766 \cdot 0.875 = 169.545$$

$$\text{Приймаємо ціле значення:} \quad \varphi_{\text{пр.}} := \text{floor}(\varphi_{\text{пр.}}) = 169$$

20. Кут сектору сушіння, віддувки та знімання осаду в барабанному вакуум-фільтрі, прийнявши, що кут мертвої зони становить 3 градуси:

$$\varphi_{\text{м.}} := 3 \text{ град}$$

$$\text{град} \quad \varphi_{\text{С.З.}} := \tau_{\text{С.З.}} \cdot \omega - \varphi_{\text{м.}} = 82.288 \cdot 0.875 - 3 = 69.002$$

$$\text{Приймаємо ціле значення:} \quad \varphi_{\text{С.З.}} := \text{ceil}(\varphi_{\text{С.З.}}) = 70$$

21. Перевірка умови:

$$\text{Умова\_геом} := \begin{cases} 1 & \text{if } \varphi_{\text{ф.}} + \varphi_{\text{пр.}} + \varphi_{\text{С.З.}} + \varphi_{\text{м.}} = 360 \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases} = 0$$

22. Кут сектору зануреного барабану вакуум-фільтра:

$$\text{град} \quad \varphi_{\text{зан.}} := \varphi_{\text{ф.}} + \varphi_{\text{м.}} = 119 + 3 = 122$$

23. Необхідна об'ємна продуктивність фільтру за фільтратом (з матеріального балансу потоків):

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_{\text{ф.}} := \frac{\left[ G \cdot \left( 1 - \frac{C_1}{C_2} \right) \right]}{\rho_p} = \frac{2.778 \cdot \left( 1 - \frac{0.3}{0.52} \right)}{1000} = 1.175 \times 10^{-3}$$

24. Необхідна загальна поверхня фільтрації:

$$F_{\phi} := \frac{\tau_o \cdot V_{\phi} \cdot x_{в.о.}}{h_{oc}} = \frac{411.441 \cdot 1.175 \cdot 10^{-3} \cdot 0.745}{8 \cdot 10^{-3}} = 45.021 \text{ м}^2$$

25. Вибір вакуум-фільтра:

Показники	Типорозміри фільтрів			
	БОУ5-1.675	БОУ10-2.6	БОУ20-2.6	БОУ40-3.4
Поверхня фільтрування, м <sup>2</sup>	5	10	20	40
Розміри барабану, мм:				
– діаметр.....	1762	2612	2612	3000
– довжина.....	960	1350	2702	4400
Кут занурення барабана в суспензію, град	132	149	149	105÷155
Кути зон, град:				
– фільтрації.....	124.5	132	132	97.5÷135
– I сушіння.....	67	59.5	59.5	81.5÷56
– промивки та II сушіння	103	103	103	103
– віддувки.....	20	20	20	20
– регенерації.....	20	20	20	20÷37.5
Частота обертів барабана, об/хв	0.13÷2	0.13÷2	0.13÷2	0.43
Середня швидкість переміщення лопатей мішалки, м/с	0.3	0.3	0.3	0.37
Об'єм суспензії у ванні, л	1300	2700	4200	3000
Електродвигуни приводу барабана та мішалки:				
– тип	АО2-22-6	АО2-32-6	АО2-41-6	АО2-41-4/1
– частота обертів вала, 1/хв	930	930	960	460
– потужність, кВт	1.1	2.2	3.0	3.3
Габаритні розміри, мм	2980× 2410× 2650	3420× 3820× 3415	4750× 3230× 3830	6600× 4300× 3640
Маса, кг	4990	7858	12432	17880

Типи барабаних вакуум-фільтрів:

БОУ5-1,75      Тип<sub>1</sub> := 1

БОУ10-2,6      Тип<sub>2</sub> := 2

БОУ20-2,6      Тип<sub>3</sub> := 3

БОУ40-3,4      Тип<sub>4</sub> := 4

$$\text{Тип} := \begin{cases} 1 & \text{if } F_{\phi} \leq 5 \\ 2 & \text{if } 5 < F_{\phi} \leq 10 \\ 3 & \text{if } 10 < F_{\phi} \leq 20 \\ 4 & \text{if } F_{\phi} > 20 \end{cases} = 4$$

$$F_{\text{табл}} := \begin{cases} 5 & \text{if } \text{Тип} = 1 \\ 10 & \text{if } \text{Тип} = 2 \\ 20 & \text{if } \text{Тип} = 3 \\ 40 & \text{if } \text{Тип} = 4 \end{cases} = 40$$

**Перевірка наявності більш раціонально підходящого типу барабанного вакуум-фільтра:**

БОУ5-1,75	$F_{\text{табл.1}} := 5$
БОУ10-2,6	$F_{\text{табл.2}} := 10$
БОУ20-2,6	$F_{\text{табл.3}} := 20$
БОУ40-3,4	$F_{\text{табл.4}} := 40$

26. Необхідна кількість обраних вакуум-фільтрів:

$$\text{БОУ5-1,75} \quad n_{\text{фільтрів.1}} := \frac{F_{\phi}}{F_{\text{табл.1}}} = \frac{45.021}{5} = 9.004$$

$$\text{Приймаємо кількість обраних вакуум-фільтрів: } n_{\text{фільтрів.1}} := \text{ceil}(n_{\text{фільтрів.1}}) = 10$$

$$\text{БОУ10-2,6} \quad n_{\text{фільтрів.2}} := \frac{F_{\phi}}{F_{\text{табл.2}}} = \frac{45.021}{10} = 4.502$$

$$\text{Приймаємо кількість обраних вакуум-фільтрів: } n_{\text{фільтрів.2}} := \text{ceil}(n_{\text{фільтрів.2}}) = 5$$

$$\text{БОУ20-2,6} \quad n_{\text{фільтрів.3}} := \frac{F_{\phi}}{F_{\text{табл.3}}} = \frac{45.021}{20} = 2.251$$

$$\text{Приймаємо кількість обраних вакуум-фільтрів: } n_{\text{фільтрів.3}} := \text{ceil}(n_{\text{фільтрів.3}}) = 3$$

$$\text{БОУ40-3,4} \quad n_{\text{фільтрів.4}} := \frac{F_{\phi}}{F_{\text{табл.4}}} = \frac{45.021}{40} = 1.126$$

$$\text{Приймаємо кількість обраних вакуум-фільтрів: } n_{\text{фільтрів.4}} := \text{ceil}(n_{\text{фільтрів.4}}) = 2$$

27. Запас поверхні фільтрації:

$$\Delta_1 := \frac{n_{\text{фільтрів.1.}} \cdot F_{\text{табл.1}} - F_{\phi}}{F_{\phi}} \cdot 100 = \frac{10 \cdot 5 - 45.021}{45.021} \cdot 100 = 11.059$$

$$\Delta_2 := \frac{n_{\text{фільтрів.2.}} \cdot F_{\text{табл.2}} - F_{\phi}}{F_{\phi}} \cdot 100 = \frac{5 \cdot 10 - 45.021}{45.021} \cdot 100 = 11.059$$

$$\Delta_3 := \frac{n_{\text{фільтрів.3.}} \cdot F_{\text{табл.3}} - F_{\phi}}{F_{\phi}} \cdot 100 = \frac{3 \cdot 20 - 45.021}{45.021} \cdot 100 = 33.271$$

$$\Delta_4 := \frac{n_{\text{фільтрів.4.}} \cdot F_{\text{табл.4}} - F_{\phi}}{F_{\phi}} \cdot 100 = \frac{2 \cdot 40 - 45.021}{45.021} \cdot 100 = 77.695$$

28. Параметри остаточно прийнятого барабанного вакуум-фільтра:

Прийнято: Тип := 3      БОУ20-2,6

Діаметр барабана вакуум-фільтра:

$$m \ D_{\phi} := \begin{cases} 1.762 & \text{if Тип} = 1 \\ 2.612 & \text{if Тип} = 2 \\ 2.612 & \text{if Тип} = 3 \\ 3.0 & \text{if Тип} = 4 \end{cases} = 2.612$$

Довжина барабана вакуум-фільтра:

$$m \ L_{\phi} := \begin{cases} 0.960 & \text{if Тип} = 1 \\ 1.350 & \text{if Тип} = 2 \\ 2.702 & \text{if Тип} = 3 \\ 4.400 & \text{if Тип} = 4 \end{cases} = 2.702$$

Кількість барабанних вакуум-фільтрів:

$$n_{\text{фільтрів}} := \begin{cases} n_{\text{фільтрів.1.}} & \text{if Тип} = 1 \\ n_{\text{фільтрів.2.}} & \text{if Тип} = 2 \\ n_{\text{фільтрів.3.}} & \text{if Тип} = 3 \\ n_{\text{фільтрів.4.}} & \text{if Тип} = 4 \end{cases} = 3$$

Поверхня фільтрації обраного барабанного вакуум-фільтра:

$$F_{\text{табл.}} := \begin{cases} 5 & \text{if Тип} = 1 \\ 10 & \text{if Тип} = 2 \\ 20 & \text{if Тип} = 3 \\ 40 & \text{if Тип} = 4 \end{cases} = 20$$

29. Глибина занурення барабану вакуум-фільтра в суспензію:

$$m \quad H_{\text{зан.}} := \frac{D_6}{2} \cdot \left[ 1 - \cos \left[ \left( \frac{\varphi_{\text{зан.}}}{2} \right) \cdot \text{deg} \right] \right] = \frac{2.612}{2} \cdot \left( 1 - \cos \left( \frac{122}{2} \cdot \text{deg} \right) \right) = 0.673$$

30. Масова продуктивність за суспензією, що подається на фільтрацію на 1 фільтр:

$$\frac{\text{кг АВ}}{\text{с}} \quad G_1 := \frac{V_{\phi}}{n_{\text{фільтрів}}} \cdot \frac{x_{\text{с.о}}}{C_1} = \frac{1.175 \cdot 10^{-3}}{3} \cdot \frac{709.091}{0.3} = 0.926$$

31. Об'єм суспензії, що подається у ванну барабанного вакуум-фільтра:

$$\frac{\text{м АВ}}{\text{с}}^3 \quad V_{\text{сусп.}} := \frac{G_1}{\rho_{\text{сусп.}}} = \frac{0.926}{1354} = 6.839 \times 10^{-4}$$

32. Корисний об'єм ванни барабанного вакуум-фільтра:

$$\text{м}^3 \quad V_{\text{ванни}} := V_{\text{сусп.}} \cdot \tau_0 = 6.839 \cdot 10^{-4} \cdot 411.441 = 0.281$$

33. Потужність, що витрачається на процес фільтрації барабанного вакуум-фільтра:

$$\text{Вт} \quad N := V \cdot n_{\text{фільтрів}} \cdot F_{\text{табл.}} \cdot \Delta P = 0.011 \cdot 3 \cdot 20 \cdot 55 \cdot 10^3 = 3.63 \times 10^4$$



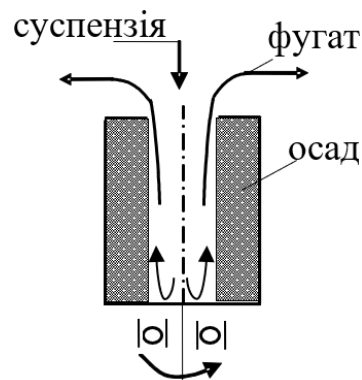
## 6. Розрахунок центрифуги відстійного типу

### 6.1. Теоретичні відомості

*Центрифугування* – це процес розділення рідких неоднорідних сумішей в полі відцентрових сил. В центрифугах, зазвичай, проводиться розділення суспензій та емульсій.

*Центрифуга* – це барабан, що обертається на вертикальному або горизонтальному валу. Розділення неоднорідних систем проводиться за принципом відстоювання або за принципом фільтрації. В першому випадку центрифуги працюють як циклони, а в другому – як фільтри.

У відстійних центрифугах барабан суцільний, рисунок 6.1.



**Рисунок 6.1.** Схема роботи відстійної центрифуги

Тверді частинки рухаються до стінок барабана під дією відцентрової сили й осаджуються на них шарами. Спочатку осідають більші за масою та розмірами частинки, а потім шар більш дрібніших частинок. Рідка фаза (фугат) під дією відцентрової сили переливається через верхній край барабана і видаляється, а осад залишається на стінках.

Робота центрифуги відрізняється від роботи відстійника тим, що у відстійника має місце тільки осадження частинок під дією сил тяжіння, а в центрифугі відбувається два процеси: *осадження частинок та ущільнення осаду під дією відцентрової сили.*

Швидкість осадження твердих частинок в центрифугах непостійна і визначається прискоренням відцентрової сили  $a = \omega^2 r$ , де  $\omega$  кутова швидкість, а  $r$  – радіус, на якому знаходиться тверда частинка від осі обертання.

Основною характеристикою розділювальної здатності центрифуг є фактор розділення. *Фактор розділення* – це відношення відцентрової сили до сили тяжіння:

$$\Phi_p = \frac{C}{G} = \frac{Grn^2}{G900} = \frac{rn^2}{900}.$$

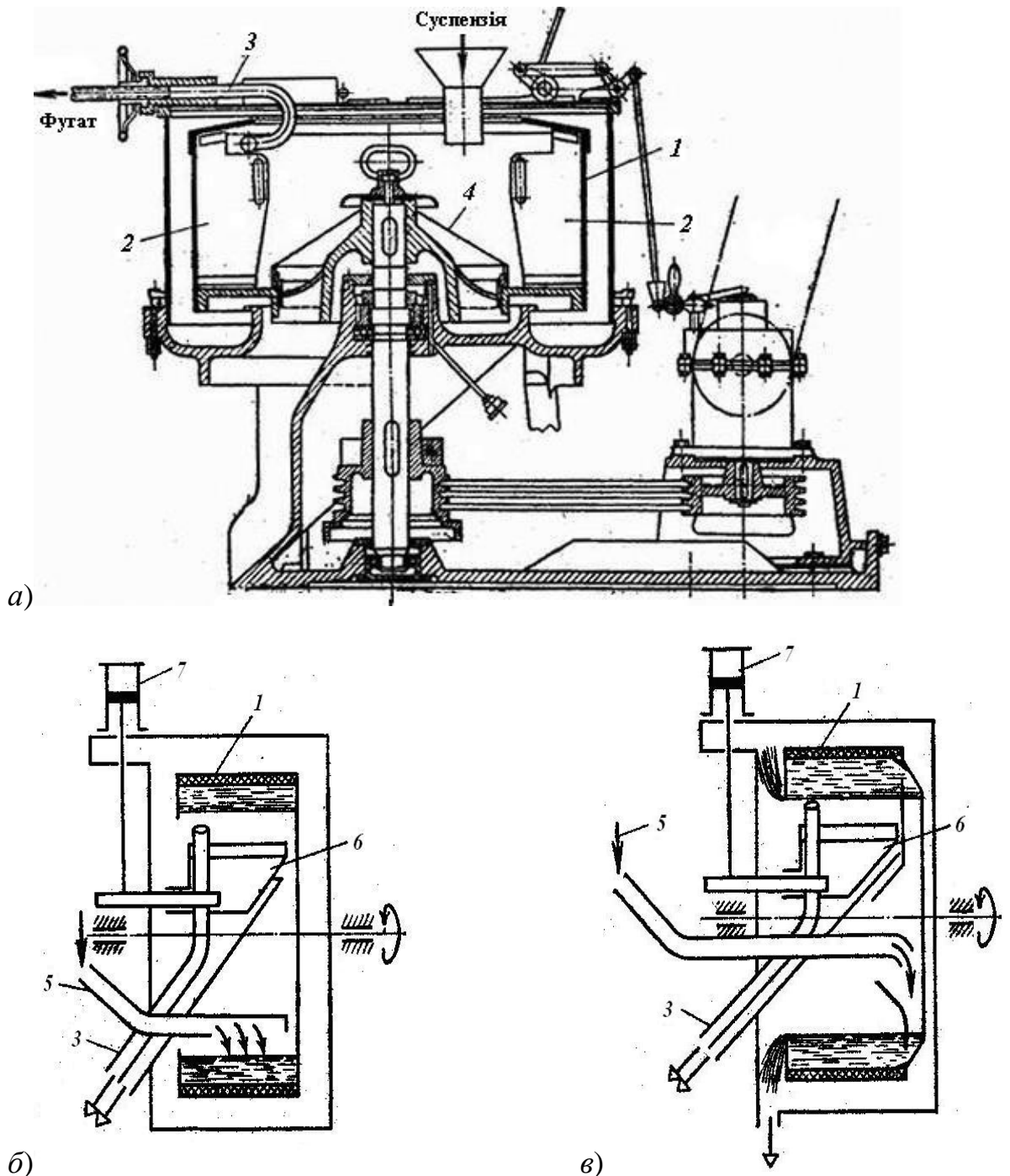
Цей безрозмірний критерій показує у скільки разів відцентрова сила більше сили тяжіння і визначається радіусом барабану та квадратом числа обертів.

## 6.2. Огляд конструкцій відстійних центрифуг

На рисунку 6.2а наведена відстійна центрифуга періодичної дії з ручним вивантаженням осаду і жорсткою опорою вала. Основним робочим органом центрифуги є барабан, який закріплюється на вертикальному валу.

Суспензія, що розділяється, завантажується зверху в обертовий барабан, який має вертикальні ребра для запобігання проковзуванню рідини відносно стінок. Ці ребра мають отвори, для того щоб вирівнювати рівні рідини в окремих частинах барабану. Внаслідок центрифугування тверда фаза (осад) осаджується на внутрішній поверхні барабану, а рідина розташовується кільцевим шаром поверх осаду. На повному ході центрифуги фугат виділяється по відвідній трубці, кінець якої за допомогою штурвалу поступово вводиться в шар рідини, доки досягнуто буде поверхні осаду.

Після цього центрифуга зупиняється, піднімається конус, який закриває отвори в днищі барабана, через які вивантажується осад вручну. Тобто, центрифуга працює циклічно і її продуктивність визначається робочим об'ємом барабану (біля 50% його об'єму) та тривалістю циклу. Останній залежить від фізичних властивостей суспензії ( $\rho_t$ ,  $\rho_p$ ,  $\mu$ ,  $a_0$ ) і фактора розділення.



а – центрифуга з ручним вивантаженням осаду;  
 б, в – центрифуги з механізованим вивантаженням осаду, які працюють в першому і загальному режимах живлення;  
 1 – барабан; 2 – ребра з отворами; 3 – труба для виведення фугату;  
 4 – конус; 5 – труба для подачі суспензії; 6 – ніж; 7 – циліндр з поршнем

**Рисунок 6.2.** Відстійні центрифуги періодичної дії

Жорстка опора вала центрифуги часто є джерелом великих динамічних навантажень на підшипники при створенні дисбалансу, зумовленого нерівномірним розподілом суспензії (особливо при високій концентрації твердої фази в суспензії) в барабані.

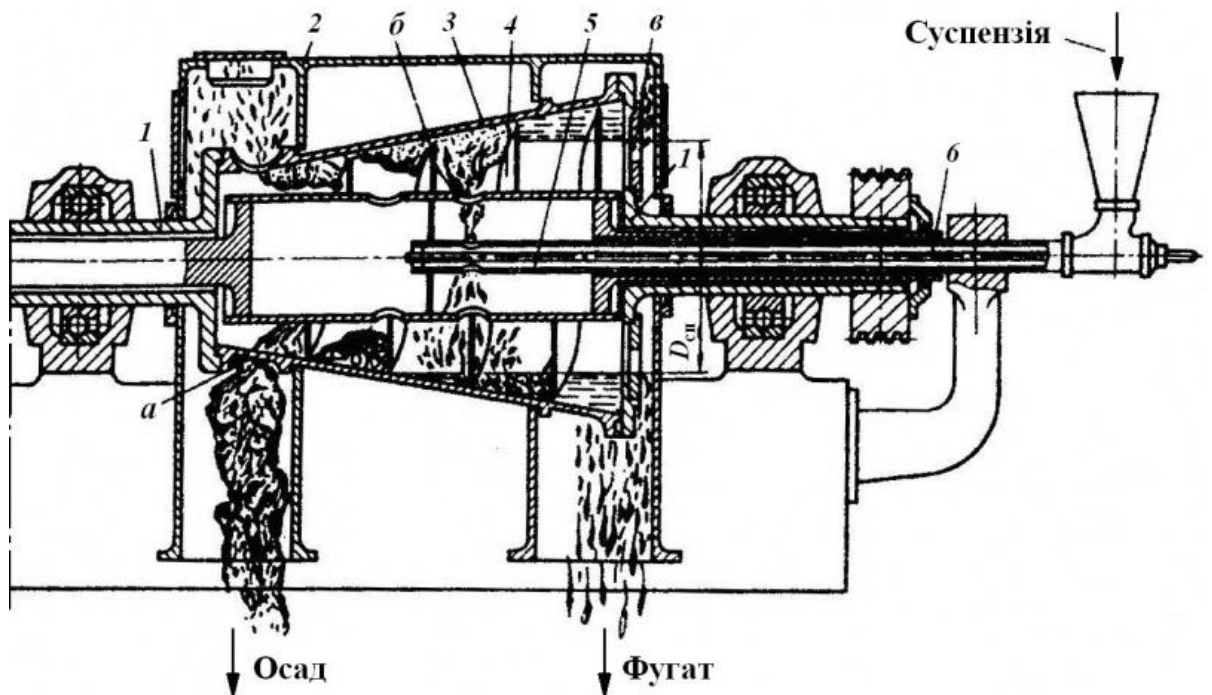
Це явище в значній мірі усунуто в трьохколонній центрифугі, станина якої підвищена за допомогою трьох тяг на колонах з сферичними шарнірами. В даному випадку вал центрифуги має можливість самовстановлюватись, що значно зменшує вплив дисбалансу. Для більш рівномірного розподілення суспензії, що рухається до днища барабана, встановлено розподільний конус.

Для розділення суспензій з об'ємною концентрацією  $a_0=5\div 30\%$  і розподілом частинок  $5\div 40$  мм застосовують центрифуги періодичної дії з механізованим вивантаженням осаду рисунок 6.2 б, в. Центрифуга допускає два режими живлення. По першому, рисунок 6.2 б, суспензія підводиться в барабан, який обертається до його заповнення, а по закінченню центрифугування фугат відводиться по відвідній трубці, кінець якої поступово наближується до поверхні осаду. Після цього трубка повертається у вихідне положення, а осад зрізається ножем, поступово заглиблюючись у його шар. Потім ніж повертається у вихідне положення, а робочий цикл повторюється по другому режиму, рисунок 13.39 в, суспензія протягом певного часу надходить безперервно, а фугат переливається через край до накопичення шару певної товщини. Після цього подача суспензії припиняється, залишок фугату відводиться по вивідній рубці, а осад зрізається ножем, як і в попередньому випадку. Зворотно-поступальний рух ножа забезпечується його приєднанням до штока з поршнем, який рухається вгору або вниз з певною швидкістю через задані проміжки часу під тиском потоку робочої рідини.

*Відстійна центрифуга безперервної дії із шнековим пристроєм для видалення осаду.*

Центрифуга відстійного типу безперервної дії наведена на рисунку 6.3. Принцип дії центрифуги полягає в наступному: суспензія подається через живильну трубу в барабан шнека, а з нього – в зовнішній барабан, на стінках

якого осаджуються частинки твердої фази. Утворений в барабані осад транспортується шнеком до вікон вивантаження в вузькій частині зовнішнього конічного барабану. Рідка фаза (фугат) проходить до вікон вимивання, які розташовані в правій торцевій стінці. Осад і фугат відводяться з кожуха через окремі штуцери. Діаметр змивного порога можливо регулювати змінними чи поворотними шайбами.



*a* – вікно для вивантаження осаду; *b* – отвори для подачі суспензії;

*в* – вікно для видалення фугату;

1 – пустотіла цапфа; 2 – кожух; 3 – барабан; 4 – барабан шнека; 5 труба для подачі суспензії; 6 – труба для подачі промивної рідини

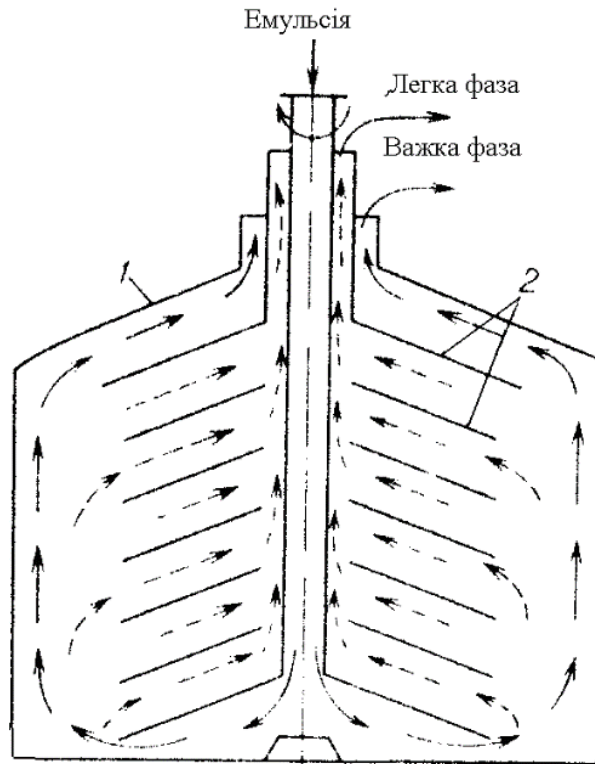
**Рисунок 6.3.** Шнекова відстійна центрифуга безперервної дії

Шнекові відстійники центрифуги безперервної дії відрізняються великою продуктивністю і застосовуються для обробки тонкодисперсних суспензій з великим вмістом рідкої фази.

Недоліки цих центрифуг: порівняно великі витрати енергії на переміщення осаду і втрат в редукторі, значне забруднення фугату дрібно дисперсною твердою фазою.

*Відстійні центрифуги для розділення емульсій – сепаратори.*

Схема для розділення емульсій наведена на рисунку 6.4. Емульсія по центральній трубці надходить в нижню частину барабана (ротора 1), спорядженого рядом конічних тарілок 2, котрі розділяють суміш на декілька шарів, що зумовлює зменшення шляху, який проходить частинка при осадженні.



1 – корпус (ротор); 2 – тарілки

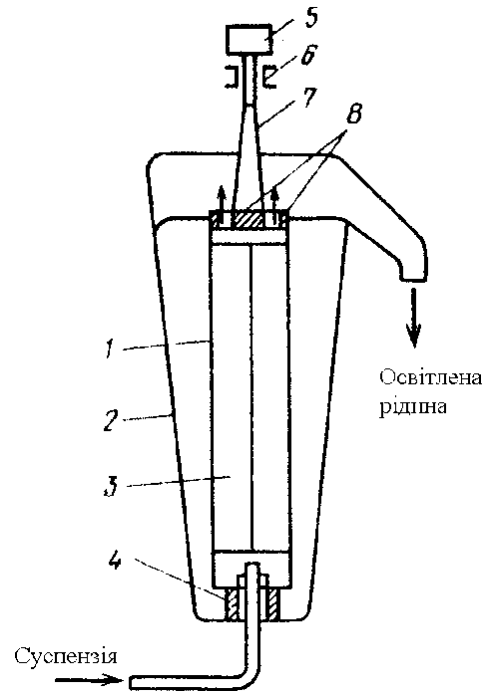
**Рисунок 6.4.** Схема барабана сепаратора

Більш важка рідина, що має більшу густину, відкидається відцентровою силою на периферію ротора, більш легка переміщається до його центру. Шлях руху рідин показаний стрілками. Розділені рідини не стикаються одна з одною, і тому не можуть знову бути змішаними.

У наведеному сепараторі застосовані тарілки з отворами. В сепараторі, що має тарілки без отворів, із суспензії виділяють тверду дисперсну фазу, яка осідає на внутрішній стінці корпусу барабана. Освітлена рідина рухається до центру барабана, піднімається ввєрх і відводиться з нього. Осад, утворений на стінці барабана, зазвичай вивантажують вручну.

### Надцентрифуги.

В надцентрифугах кількість обертів доходить до 45000 об/хв., фактор розділення досягає 13000÷20000. Схема трубчатої надцентрифуги наведена на рисунку 6.5.



- 1 – трубчатий барабан (ротор); 2 – кожух; 3 – радіальні лопаті;  
4 – підп'ятник; 5 – шків; 6 – опора; 7 – шпindel;  
8 – отвори для виведення освітленої рідини.

**Рисунок 6.5.** Трубчата центрифуга періодичної дії для освітлення рідин

В корпусі 2 обертається трубчатий барабан (ротор) 1 із суцільними стінками, всередині якого є радіальні лопаті 3, які перешкоджають відставанню рідини від стінок при його обертанні. Барабан жорстко з'єднаний з конічним шпindelом 7, підвішеним на опорі 6, і приводиться в обертання від шківа 5. В нижній частині центрифуги встановлено підп'ятник 4, через який в барабан проходить труба для подачі суспензії. Тверді частинки суспензії осідають на стінках барабану, а освітлена рідина (фугат) відводиться під дією відцентрової сили з нього через отвори, розташовані в верхній частині кожуха. Осад видаляється вручну після зупинки центрифуги і розбирання ротора.

З огляду на невеликий об'єм барабана такі центрифуги застосовують тільки для розділення суспензій з невеликим вмістом твердої фази (до 1%).

Для розділення емульсій застосовують трубчаті надцентрифуги безперервної дії, які відрізняються більш складною конструкцією верхньої частини ротора, що дозволяє роздільно відводити розшаровані (розділені) рідини.

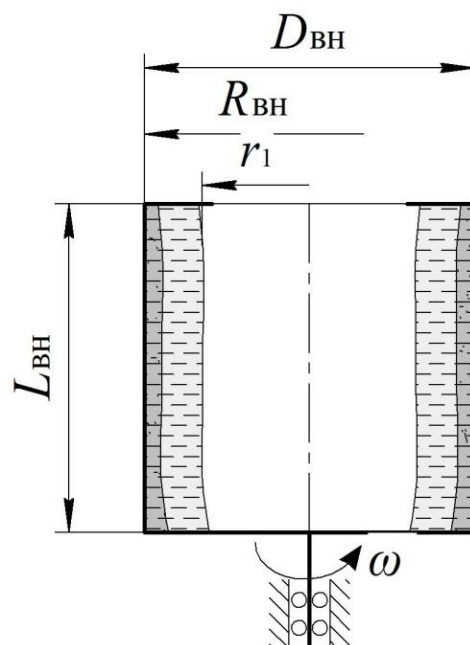
### 6.3. Методика розрахунку центрифуги відстійного типу

#### Вихідні дані до розрахунку:

Густина маточної рідини, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_p$ ;
Густина твердих частинок, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_t$ ;
Динамічна в'язкість маточної рідини, Па·с	$\mu_p$ ;
Масові витрати суспензії, що надходить, кг/год.	$G_{1.}$ ;
Масовий відсоток вологи до центрифугування, %	$U_1$ ;
Масовий відсоток вологи після центрифугування, %	$U_2$
Розмір твердих частинок, мкм	$d$ ;
Внутрішній діаметр барабана, м	$D_{вн}$ ;
Довжина внутрішньої сторони барабана, м	$L_{вн}$ ;
Маса ненавантаженого барабана, кг	$G_0$ ;
Необхідний фактор розділення	$\Phi_p$ ;
Коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках	$f$ ;
Питомий опір осаду, м/кг	$R_\Sigma$ ;
Фактор форми твердих частинок	$\psi$ .

Розрахункову схему центрифуги відстійного типу наведено на рисунку 6.6. Значення вихідних даних до розрахунку наведено в таблиці Д1.6.





**Рисунок 6.6.** Розрахункова схема центрифуги відстійного типу

Матеріальний баланс по твердій фазі:

$$G_1(100 - U_1) = G_2(100 - U_2)$$

де масові витрати суспензії, що надходить  $G_1 = G_{\text{зад.}}$ , кг.

З матеріального балансу маса осаду після центрифугування, кг/год:

$$G_2 = \frac{G_1(100 - U_1)}{100 - U_2}$$

Повний об'єм барабана центрифуги, м<sup>3</sup>:

$$V_6 = \pi R_{\text{BH}}^2 L_{\text{BH}}$$

де  $R_{\text{BH}}$  – внутрішній радіус барабана;  $L_{\text{BH}} = 0.5 D_{\text{BH}}$  – довжина внутрішньої сторони барабана центрифуги, м.

Враховуючи, що об'єм шару матеріалу в роторі при 50% завантаженні, м<sup>3</sup>:

$$V_c = 0.5V_6 = \pi(R_{\text{BH}}^2 - r_1^2)L_{\text{BH}}$$

тоді внутрішній радіус шару матеріалу в роторі при 50%-му завантаженні, м:

$$r_1 = \sqrt{\frac{\pi R_{\text{BH}}^2 L_{\text{BH}} - 0.5V_6}{\pi L_{\text{BH}}}}$$

Середній радіус шару суспензії в роторі, м:

$$r_{\text{сер}} = \frac{R_{\text{BH}} + r_1}{2} = \frac{R_{\text{BH}} + 0.71R_{\text{BH}}}{2} = 0.85R_{\text{BH}}$$

Частота обертання барабана центрифуги, об./хв.:

$$n = \sqrt{\frac{\Phi_p 900}{r_{\text{сер}}}}$$

Колова швидкість обертання ротора, м/с:

$$w = 2\pi r_{\text{сер}} \frac{n}{60}$$

Відцентрова сила, що діє на тверді частинки:

$$C = \frac{mw^2}{r_{\text{сер}}}$$

де  $m = (\pi d^3/6) \rho_T$  – маса твердої частинки осаду, кг.

Критерій Архімеда:

$$Ar = \frac{gd^3(\rho_T - \rho_p)}{\nu_p^2 \rho_p}$$

де  $\nu_p = \mu_p/\rho_p$  – кінематична в'язкість маточної рідини, м<sup>2</sup>/с.

Критерій Архімеда, що враховує відцентрову силу:

$$Ar_b = Ar \cdot \Phi_p = \frac{d^3}{\nu_p^2} \left( \frac{\rho_T - \rho_p}{\rho_p} \right) \frac{w^2}{r_{\text{сер}}}$$

Критерій Рейнольдса:

При  $Ar_b < 36$  – ламінарний режим руху:  $Re = \frac{Ar \cdot \Phi_p}{18}$ .

При  $36 \leq Ar_b \leq 84000$  перехідний режим руху:  $Re = \left( \frac{Ar \cdot \Phi_p}{13,9} \right)^{\frac{1}{1,4}}$ .

При  $84000 < Ar_b \Phi_p$ :  $Re = 1.71 \sqrt{Ar \Phi_p}$ .

Швидкість осадження в центрифугі, м/с:

$$w_o = \frac{Re \nu_p}{d}$$

Швидкість осадження твердих частинок з урахуванням їх фактора форми  $\psi$ , м/с:

$$w_{\text{об}} = \psi w_o$$

Тривалість процесу осадження, с:

$$\tau_{oc} = \frac{R_{вн} - r_1}{w_{об}}$$

За дослідними даними: час пуску –  $\tau_{п} = 1.0$  хв.; час завантаження –  $\tau_3 = 50$  с; час гальмування –  $\tau_{г} = 1$  хв.; час розвантаження –  $\tau_{р} = 0.5$  хв. Тоді час проведення допоміжних робіт, с:

$$\tau_{доп} = \tau_{п} + \tau_3 + \tau_{г} + \tau_{р}$$

Загальний час циклу центрифугування, с:

$$\tau_{ц} = \tau_{oc} + \tau_{доп}$$

Об'єм суспензії в барабані, м<sup>3</sup>:

$$V_c = \pi(R_{вн}^2 - r_1^2)L_{вн.}$$

Об'ємна продуктивність однієї центрифуги, м<sup>3</sup>/с:

$$V_{сек} = \frac{V_c}{\tau_{ц}}$$

Масова продуктивність однієї центрифуги, кг/с:

$$G_{сек} = V_{сек}\rho_c$$

де  $\rho_c$  – густина суспензії, кг/м<sup>3</sup>:

$$\rho_c = \rho_T \frac{100 - U_1}{100} + \rho_p \frac{U_1}{100}$$

Середнє значення площі внутрішньої поверхні центрифуги, м<sup>2</sup>:

$$F = 2\pi L_{вн.} r_{сер}$$

Швидкість руху суспензії у вертикальному напрямку, м/с:

$$w_L = \frac{V_{сек}}{F}$$

Час перебування суспензії в барабані центрифуги, с:

$$\tau_{пер} = L_{вн.}/w_L$$

Необхідна кількість центрифуг, одиниць:

$$n_{ц} = G_{зад.}/G_{сек}$$

Кінцева кількість центрифуг приймається з округленням до одиниць у більшу сторону.

Колова швидкість обертання барабана, м/с:

$$\omega = 2\pi R_{\text{вн}} n/60$$

Потужність на подолання інерції маси барабана, Вт:

$$N_1 = \frac{G_6 \omega^2}{2\tau_{\text{п}}}$$

де  $G_6$  – маса ненавантаженого барабана фільтраційної центрифуги, кг:

$$G_6 = \rho_{\text{н.с.}} \left( \frac{\pi}{4} (D_{\text{вн}} + 2S)^2 (L_{\text{вн}} + 2S) - V_6 \right)$$

де  $\rho_{\text{н.с.}}$  – густина матеріалу, з якого виконано барабан центрифуги (зазвичай використовують нержавіючу сталь із  $\rho_{\text{н.с.}} = 7900 \text{ кг/м}^3$ );  $S$  – товщина стінки барабана центрифуги, що визначається з умов міцності та стійкості та залежить матеріалу, з якого виготовлено барабан та діаметру (у даному випадку прийняти, що  $S=20 \text{ мм}$ ).

Потужність, що витрачається на подолання сил інерції маси матеріалу, Вт:

$$N_2 = \frac{V_6 \rho_{\text{с}} \omega^2}{4\tau_{\text{п}}}$$

Потужність, що витрачається на подолання тертя вала у підшипниках, Вт:

$$N_3 = f g G_{\text{заг.}} \omega_{\text{в}},$$

де  $f = 0.07 \div 0.1$  – коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках;

$G_{\text{заг.}} = 700 \text{ кг}$  – загальна маса всіх обертових частин центрифуги разом із завантаженим у неї матеріалом;

$\omega_{\text{в}} = \pi d_{\text{в}} n/60$  – колова швидкість обертання цапфи вала, м/с;

$d_{\text{в}} = 0.06 \text{ м}$  – діаметр вала.

Потужність, що витрачається на тертя барабана з повітрям, Вт:

$$N_4 = 10^{-8} R_{\text{вн}}^5 n^3$$

Потужність електродвигуна в пусковий період, Вт:

$$N_{\text{п}} = N_1 + N_2 + N_3 + N_4$$

Потужність електродвигуна центрифуги, Вт:

$$N_{\text{д.ц.}} = N_{\text{п}}/0.9$$

Затрати потужності на одиницю готового продукту, Вт/кг:

$$J = N_{\text{д.ц.}}/G_2$$

## 6.4. Приклад програми розрахунку центрифуги відстійного типу в *Mathcad*

### 1. Вхідні дані:

Густина маточної рідини:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_p := 986$$

Густина твердих частинок

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_T := 2570$$

Динамічна в'язкість маточної рідини:

$$\text{Па}\cdot\text{с} \quad \mu_p := 2.48 \cdot 10^{-3}$$

Масові витрати суспензії, що надходить:

$$\frac{\text{кг}}{\text{год}} \quad G_1 := 2300$$

Масовий відсоток вологи до центрифугування:

$$\% \quad U_1 := 70$$

Масовий відсоток вологи після центрифугування:

$$\% \quad U_2 := 29$$

Розмір твердих частинок

$$\text{м} \quad d := 31 \cdot 10^{-6}$$

Внутрішній діаметр барабана:

$$\text{м} \quad D_{\text{вн}} := 0.8$$

Необхідний фактор розділення:

$$\Phi_p := 1500$$

Фактор форми твердих частинок

$$\psi := 0.58$$

### Розрахунки:

2. Матеріальний баланс по твердій фазі:

$$\frac{\text{кг}}{\text{год}} \quad G_1 \cdot \left(100 - \frac{U_1}{100}\right) = G_2 \cdot \left(100 - \frac{U_2}{100}\right)$$

З матеріального балансу маса осаду після центрифугування:

$$\frac{\text{кг}}{\text{год}} \quad G_2 := G_1 \cdot \frac{(100 - U_1)}{100 - U_2} = 2300 \cdot \frac{100 - 70}{100 - 29} = 971.831$$

**3.** Внутрішній радіус барабана (ротора) центрифуги:

$$\text{м} \quad R_{\text{ВН}} := \frac{D_{\text{ВН}}}{2} = \frac{0.8}{2} = 0.4$$

**4.** Довжина внутрішньої сторони барабана центрифуги:

$$\text{м} \quad L_{\text{ВН}} := 0.5 \cdot D_{\text{ВН}} = 0.5 \cdot 0.8 = 0.4$$

**5.** Повний об'єм барабана центрифуги:

$$\text{м}^3 \quad V_6 := \pi \cdot R_{\text{ВН}}^2 \cdot L_{\text{ВН}} = 3.14 \cdot 0.4^2 \cdot 0.4 = 0.201$$

**6.** Внутрішній радіус шару матеріалу в роторі (барабані центрифуги) при 50%-му завантаженні:

$$\text{м} \quad r_1 := \sqrt{\frac{(\pi \cdot R_{\text{ВН}}^2 \cdot L_{\text{ВН}} - 0.5 \cdot V_6)}{\pi \cdot L_{\text{ВН}}}} = \sqrt{\frac{3.14 \cdot 0.4^2 \cdot 0.4 - 0.5 \cdot 0.201}{3.14 \cdot 0.4}} = 0.283$$

**7.** Об'єм шару матеріалу в роторі при 50%-му завантаженні:

$$\text{м}^3 \quad V_c := \pi (R_{\text{ВН}}^2 - r_1^2) \cdot L_{\text{ВН}} = 3.14 \cdot (0.4^2 - 0.283^2) \cdot 0.4 = 0.1$$

**8.** Середній радіус шару суспензії в роторі:

$$\text{м} \quad r_{\text{сер}} := \frac{R_{\text{ВН}} + r_1}{2} = \frac{0.4 + 0.283}{2} = 0.342$$

**9.** Частота обертання барабана центрифуги:

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} \quad n := \sqrt{\frac{(\Phi_p \cdot 900)}{r_{\text{сер}}}} = \sqrt{\frac{1500 \cdot 900}{0.342}} = 1.987 \times 10^3$$

**10.** Колова лінійна швидкість обертання ротора:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w := \frac{2 \cdot \pi \cdot n \cdot r_{\text{сер}}}{60} = \frac{2 \cdot 3.14 \cdot 1.987 \cdot 10^3 \cdot 0.342}{60} = 71.127$$

**11.** Відцентрова сила, що діє на тверді частинки:

$$\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2} \quad C := \frac{\frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot \rho_T \cdot w^2}{r_{\text{сер}}} = \frac{3.14 \cdot (31 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 2570 \cdot 71.127^2}{0.342} = 5.927 \times 10^{-7}$$

12. Критерій Архімеда:

$$Ar := \frac{g \cdot d^3 (\rho_T - \rho_p)}{\left(\frac{\mu_p}{\rho_p}\right)^2 \cdot \rho_p} = \frac{9.81 \cdot (31 \cdot 10^{-6})^3 \cdot (2570 - 986)}{\left(\frac{2.48 \cdot 10^{-3}}{986}\right)^2 \cdot 986} = 0.074$$

$$g \equiv 9.81$$

13. Критерій архімеда, що враховує відцентрову силу:

$$Ar_B := Ar \cdot \Phi_p = 0.074 \cdot 1500 = 111$$

14. Критерій Рейнольдса:

$$Re := \begin{cases} \frac{Ar \cdot \Phi_p}{18} & \text{if } Ar_B \leq 36 \\ \left(\frac{Ar \cdot \Phi_p}{13.9}\right)^{\frac{1}{1.4}} & \text{if } 36 < Ar_B < 84000 \\ 1.71 \cdot \sqrt{Ar \cdot \Phi_p} & \text{if } Ar_B \geq 84000 \end{cases} = \left(\frac{0.074 \cdot 1500}{13.9}\right)^{\frac{1}{1.4}} = 4.411$$

15. Швидкість осадження в центрифугі:

$$\frac{m}{c} \quad w_o := \frac{Re \cdot \mu_p}{d \cdot \rho_p} = \frac{4.411 \cdot 2.48 \cdot 10^{-3}}{31 \cdot 10^{-6} \cdot 986} = 0.358$$

16. Швидкість осадження твердих частинок з урахуванням їх фактора форми  $\psi$ :

$$\frac{m}{c} \quad w_{OB} := \psi \cdot w_o = 0.58 \cdot 0.358 = 0.208$$

17. Тривалість процесу осадження:

$$c \quad \tau_{oc} := \frac{R_{BH} \cdot r_1}{w_{OB}} = \frac{0.4 \cdot 0.283}{0.208} = 0.544$$

18. Час проведення допоміжних робіт:

$$c \quad \tau_{доп} := \tau_{\Pi} + \tau_3 + \tau_{Г} + \tau_p = 60 + 50 + 60 + 30 = 200$$

За дослідними даними:

$$\text{час пуску, с - } \tau_{\Pi} \equiv 60$$

$$\text{час завантаження, с - } \tau_3 \equiv 50$$

$$\text{час гальмування, с - } \tau_{Г} \equiv 60$$

$$\text{час розвантаження, с - } \tau_p \equiv 30$$

19. Загальний час циклу центрифугування:

$$\text{с} \quad \tau_{\text{ц}} := \tau_{\text{ос}} + \tau_{\text{доп}} = 0.544 + 200 = 200.544$$

20. Об'єм суспензії в барабані центрифуги:

$$\text{м}^3 \quad V_{\text{с1}} := \pi \cdot (R_{\text{вн}}^2 - r_1^2) \cdot L_{\text{вн}} = 3.14 \cdot (0.4^2 - 0.283^2) \cdot 0.4 = 0.1$$

21. Об'ємна продуктивність однієї центрифуги:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_{\text{сек}} := \frac{V_{\text{с1}}}{\tau_{\text{ц}}} = \frac{0.1}{200.544} = 4.986 \times 10^{-4}$$

22. Густина суспензії:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\text{с}} := \rho_{\text{т}} \cdot \frac{100 - U_1}{100} + \rho_{\text{р}} \cdot \frac{U_1}{100} = 2570 \cdot \frac{100 - 70}{100} + 986 \cdot \frac{70}{100} = 1.461 \times 10^3$$

23. Масова продуктивність однієї центрифуги:

$$\frac{\text{кг}}{\text{с}} \quad G_{\text{сек}} := V_{\text{сек}} \cdot \rho_{\text{с}} = 4.986 \cdot 10^{-4} \cdot 1.461 \cdot 10^3 = 0.728$$

24. Середнє значення площі внутрішньої поверхні центрифуги:

$$\text{м}^2 \quad F := 2 \cdot \pi \cdot L_{\text{вн}} \cdot r_{\text{сер}} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.4 \cdot 0.342 = 0.859$$

25. Швидкість руху суспензії у вертикальному напрямку:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w_{\text{L}} := \frac{V_{\text{сек}}}{F} = \frac{4.986 \cdot 10^{-4}}{0.859} = 5.804 \times 10^{-4}$$

26. Час перебування суспензії в барабані центрифуги:

$$\text{с} \quad \tau_{\text{пер}} := \frac{L_{\text{вн}}}{w_{\text{L}}} = \frac{0.4}{5.804 \cdot 10^{-4}} = 689.18$$

27. Необхідна кількість центрифуг, одиниць:

$$n_{\text{ц}} := \frac{G_1}{3600 \cdot G_{\text{сек}}} = \frac{2300}{3600 \cdot 0.728} = 0.878$$

Приймаємо цілу кількість центрифуг, одиниць:

$$n_{\text{ц}} := \text{ceil}(n_{\text{ц}}) = \text{ceil}(0.878) = 1$$

28. Колова швидкість обертання барабана:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \omega := 2 \cdot \pi \cdot R_{\text{вн}} \cdot \frac{n}{60} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.4 \cdot \frac{1.987 \cdot 10^3}{60} = 83.189$$



29. Маса ненавантаженого барабана фільтраційної центрифуги:

Коефіцієнт перфорації барабана фільтраційної центрифуги:  $\varphi_6 := 0.5$

Товщина стінки барабана фільтраційної центрифуги:  $S := 20 \cdot 10^{-3}$

Густина матеріалу барабана фільтраційної центрифуги:  $\rho_{\text{н.с.}} := 7900$

$$\text{кг} \quad G_6 := \rho_{\text{н.с.}} \cdot \varphi_6 \cdot \left[ \frac{\pi}{4} \cdot (D_{\text{вн}} + 2 \cdot S)^2 \cdot (L_{\text{вн}} + 2 \cdot S) - V_6 \right] = 168.721$$

29. Потужність на поповнення інерцій маси барабана:

$$\text{Вт} \quad N_1 := \frac{G_6 \cdot \omega^2}{2 \cdot \tau_{\text{п}}} = \frac{168.721 \cdot 83.189^2}{2 \cdot 60} = 9.73 \times 10^3$$

30. Потужність, що витрачається на поповнення сил інерцій маси матеріалу:

$$\text{Вт} \quad N_2 := \frac{V_6 \cdot \rho_c \cdot \omega^2}{4 \cdot \tau_{\text{п}}} = \frac{0.201 \cdot 1.461 \cdot 10^3 \cdot 83.189^2}{4 \cdot 60} = 8.468 \times 10^3$$

31. Колова швидкість обертання цапфи вала:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \omega_{\text{в}} := \pi \cdot d_{\text{вала}} \cdot \frac{n}{60} = 3.14 \cdot 60 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1.987 \cdot 10^3}{60} = 6.239$$

де  $d_{\text{вала}} = 60 \cdot 10^{-3}$  діаметр вала, м.

32. Потужність, що витрачається на подолання тертя вала у підшипниках:

Коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках:  $f := 0.10$

$$\text{Вт} \quad N_3 := f \cdot g \cdot G_1 \cdot \omega_{\text{в}} = 0.10 \cdot 9.81 \cdot 2300 \cdot 6.239 = 1.408 \times 10^4$$

33. Потужність, що витрачається на тертя барабана з повітрям, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_4 := 10^{-8} \cdot R_{\text{вн}}^5 \cdot n^3 = 10^{-8} \cdot 0.4^5 \cdot (1.987 \cdot 10^3)^3 = 0.803$$

34. Потужність електродвигуна в пусковий період, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_{\text{п}} := N_1 + N_2 + N_3 + N_4 = 9730 + 8468 + 14080 + 0.803 = 3.228 \times 10^4$$

34. Потужність електродвигуна центрифуги, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_{\text{дц}} := \frac{N_{\text{п}}}{0.9} = \frac{32280}{0.9} = 3.587 \times 10^4$$

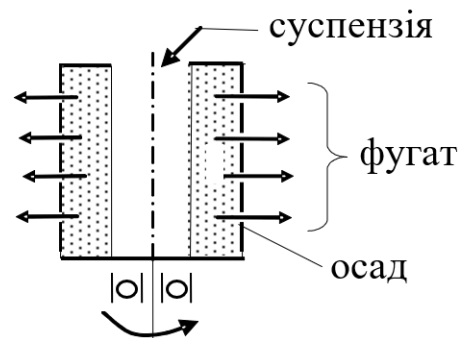
35. Затрати енергії на одиницю готового продукту, Вт/кг:

$$\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \quad J := \frac{N_{\text{дц}}}{G_2} = \frac{35870}{971.831} = 36.91$$

## 7. Розрахунок центрифуги фільтруючого типу

### 7.1. Теоретичні відомості

Якщо центрифуги працюють як фільтри, рисунок 7.1, то барабан центрифуги перфорований. Стінки барабана покриваються з внутрішньої сторони фільтруючою тканиною. Тверді частки залишаються на фільтрувальній перегородці, а рідка фаза проходить через осад і, через пори фільтруючої перегородки, виходить назовні.



**Рисунок 7.1.** Схема роботи фільтруючої центрифуги

У фільтрі проходить тільки процес осадження частинок, а в центрифугі після осадження відбувається додатково ще два інших процеси: осадження часток; ущільнення осаду під дією відцентрових сил та видалення рідкої фази з пор осаду.

Отже, у фільтруючих центрифугах вологість осаду буде менше, ніж у фільтрах.

Залишкова вологість осаду також визначається типом центрифуги. У відстійних центрифугах вологість осаду більше, ніж у фільтруючих і може доходити до 70%. Вологість осаду суттєво залежить від структури осаду. Так в крупнокристалічних матеріалах кінцева вологість осаду становить 1÷3%, а у тонкодисперсних – 40%.

Вологість осаду в центрифугах суттєво впливає на продуктивність центрифуги, що впливає із загального рівняння матеріального балансу процесу.

Існує багато типів фільтрувальних тканин, які можуть використовуватися для фільтрування рідин у фільтруючих центрифугах. Вибір конкретного типу

тканини залежить від характеристик рідини, яку необхідно фільтрувати, а також від умов фільтрації, таких як тиск, температура та кількість забруднень.

Найбільш поширені типи фільтрувальних тканин для центрифуг фільтруючого типу, таблиця 7.1:

- тканини на основі нейлону – мають високу проникність та витривалість, і часто використовуються для фільтрування високов'язких рідин;
- тканини на основі поліестеру – ці тканини дуже міцні та стійкі до розриву, що дозволяє їм бути використаними для фільтрування рідин з високим тиском;
- тканини на основі поліпропілену – мають високу хімічну стійкість та можуть бути використані для фільтрування агресивних рідин;
- тканини з вуглецевих волокон – мають високу ефективність у видаленні мікроорганізмів та інших забруднювачів з рідин;
- тканини на основі фторополімеру – мають високу хімічну стійкість та можуть бути використані для фільтрування агресивних рідин з високою температурою;
- тканини на основі скла – ці тканини мають високу хімічну стійкість та можуть бути використані для фільтрування рідин з високими температурами.

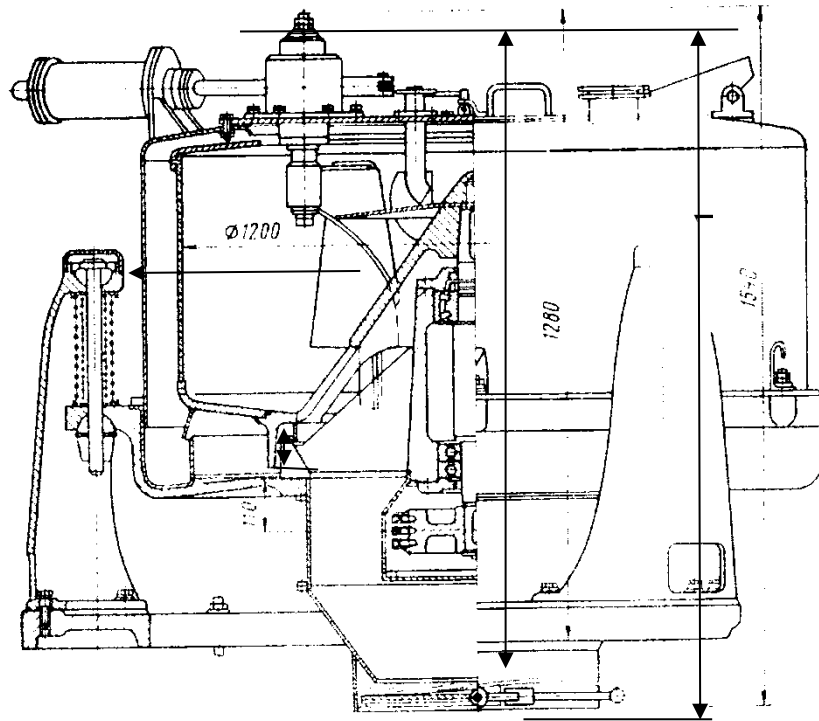
Таблиця 7.1. Основні характеристики фільтрувальних тканин

Характеристика	Фільтрувальні тканини на основі:					
	нейлону	поліестеру	поліпропілену	вуглецевих волокон	фторполімеру	скла
Товщина, мкм	50-500	25-200	15-150	20-100	20-200	0.5-2
Ширина, мм	100-500					
Максимальна температура, °C	120	150	90	150-200	260	500
Міцність на розрив, Н/см	60-200	100-300	70-250	100-400	60-200	500-1000
Проникність, л/м <sup>2</sup> /хв	10-50	10-30	10-25	5-20	10-20	10-30
Розмір пор, мкм	5-50	1-50	1-100	1-50	0.2-40	1-50
Хімічна стійкість до	більшості органічних розчинників та кислот					кислот та лугів
Може бути розчинена в	сильних лугах	сильних лугах	сильних лугах	сильних лугах	алкаліях	розчинниках кислотного середовища, таких як HF і H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .

## 7.2. Огляд конструкцій фільтруючих центрифуг

### *Трьохколонна центрифуга.*

Трьохколонна центрифуга, рисунок 7.2, з верхнім вивантаженням осаду (типу ТВ чи ОТВ) забезпечується перфорованим чи суцільним барабаном діаметром 600, 800 і 1000 мм.



**Рисунок 7.2.** Трьохколонна центрифуга.

Найбільше значення фактора розділення  $\Phi_r = 800 \div 965$ .

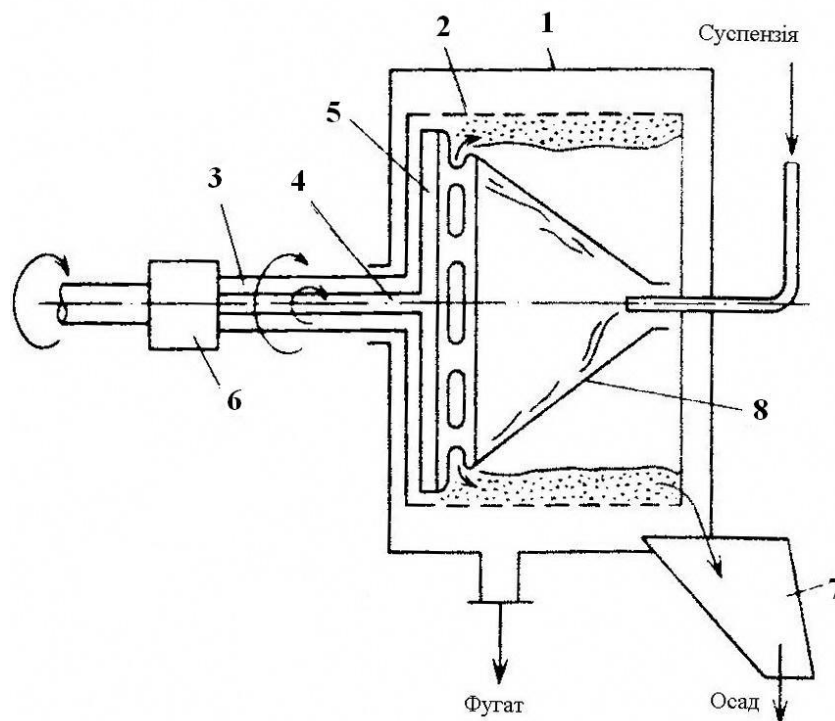
Ці центрифуги застосовують для виділення з рідини механічних домішок і розділення середніх і грубих суспензій, які потребують довготривалого центрифугування.

До основних недоліків слід віднести важку ручну працю, пов'язану із вивантаженням осаду, важкодоступність до підшипників і гальма, розташованих під барабаном. Ці недоліки в якійсь мірі усунуті в трьохколонній центрифугі з нижнім вивантаженням осаду. Барабан цих центрифуг виконаний із суцільними вертикальними перегородками, які виключають можливість руху рідкої фази відносно стінок барабану і споряджений розподільним конусом, призначеним для розподілення суспензії у напрямку руху її до днища барабану.

Більш нові конструкції цих машин споряджені скребками для вивантаження осаду. Механізм керування скребками розташований вертикально або горизонтально. Скребки скеровуються пневматичним або гідравлічним пристроєм здійснюючи його радіально-поворотну подачу. Осад зрізається при зменшенні частоти обертання барабана до  $50 \div 100$  об/хв, подається донизу і відцентровою силою викидається з барабана через вікна в барабані і збирається на дні станини, покритому нерухомим кожухом, звідки видаляється для подальшої обробки. Осад, що утворився на стінках ротора видаляється (лопаткою) після відкриття кришки кожухів. Ці центрифуги відрізняються невеликою висотою і стійкістю.

*Центрифуга з пульсуючим поршнем для вивантаження осаду.*

Ці апарати відносяться до фільтруючих центрифуг безперервної дії з горизонтальним барабаном, наведена на рисунку 7.3.



1 – корпус; 2 – перфорований барабан; 3 – пустопорожній вал;  
4 – вал-шток; 5 – поршень-штовхач; 6 – пристрій, що надає обертовий і  
зворотно-поступальний рух; 7 – жолоб; 8 – конічна лійка

**Рисунок 7.3.** Фільтруюча центрифуга безперервної дії з пульсуючим вивантаженням осаду

Суспензія надходить в конічну лійку 8, яка обертається з тою частотою, що і перфорований барабан 2. Суспензія набуває обертового руху і відкидається через отвори у лійці на фільтруючу перегородку в зоні перед поршнем 5. Під дією відцентрової сили рідка фаза (фугат) проходить через фільтруючу перегородку і перфорований барабан до корпусу 1 і видаляється з нього через штуцер, який розташований в нижній його частині. Тверда фаза утворює осад на фільтруючій перегородці, який періодично переміщається до краю барабана під час руху поршня вправо приблизно на 0,1 довжини барабана.

Таким чином, за кожний хід поршня з барабана до кожуха виштовхується частина осаду, яка в подальшому видаляється з центрифуги по жолобу. Поршень закріплено на валу-штоці 4, який знаходиться всередині пустотілого валу 3, і з'єднаний з пристроєм 6, який надає йому обертальний та зворотно-поступальний рух. барабан обертається за допомогою пустотілого вала 3. Частота обертів поршня та барабан однакова.

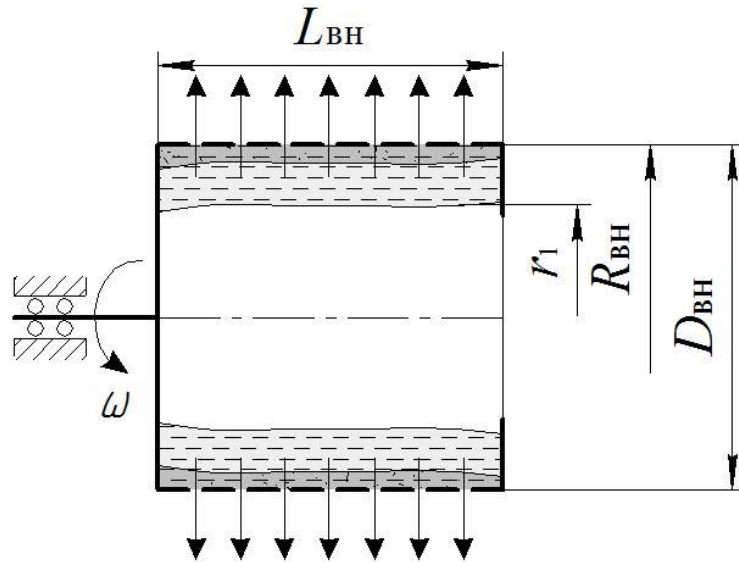
Ця центрифуга більш продуктивна ніж періодичної дії. Але має додаткові витрати енергії, пов'язані з роботою поршня. Окрім того, в період після видалення осаду якість фільтрації знижується, оскільки процес здійснюється тільки на фільтруючій перегородці (без шару осаду).

### **7.3. Методика розрахунку центрифуги фільтруючого типу**

#### **Вихідні дані до розрахунку:**

Густина маточної рідини, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_p$ ;
Густина твердих частинок, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_t$ ;
Динамічна в'язкість маточної рідини, Па·с	$\mu_p$ ;
Маса суспензії, що надходить, кг	$G_1$ ;
Масова частка вологи до центрифугування, %	$U_1$ ;
Масова частка вологи після центрифугування, %	$U_2$
Розмір твердих частинок, мкм	$d$ ;
Внутрішній діаметр барабана, м	$D_{вн}$ ;
Маса ненавантаженого барабана, кг	$G_6$ ;

Розрахункову схему центрифуги фільтруючого типу наведено на рисунку 7.4. Значення вихідних даних до розрахунку наведено в додатку 1.7, таблиці Д1.7.



**Рисунок 7.4.** Розрахункова схема центрифуги фільтруючого типу

Матеріальний баланс по твердій фазі:

$$G_1 \left( 100 - \frac{U_1}{100} \right) = G_2 \left( 100 - \frac{U_2}{100} \right)$$

З матеріального балансу маса осаду після центрифугування, кг:

$$G_2 = \frac{G_1 (100 - U_1)}{100 - U_2}$$

Повний об'єм барабана центрифуги, м<sup>3</sup>:

$$V_6 = \pi R_{BH}^2 L_{BH}$$

де  $R_{BH}$  – внутрішній радіус барабана;

$L_{BH} = 0.5 D_{BH}$  – довжина внутрішньої сторони барабана центрифуги, м.

Внутрішній радіус шару матеріалу в роторі при 50%-му завантаженні, м:

$$r_1 = \sqrt{\frac{\pi R_{BH}^2 L_{BH} - 0.5 V_6}{\pi L_{BH}}}$$

Об'єм суспензії в барабані, м<sup>3</sup>:

$$V_c = \pi(R_{\text{BH}}^2 - r_1^2)L_{\text{BH}}$$

Середній радіус шару суспензії в роторі, м:

$$r_{\text{сер}} = \frac{R_{\text{BH}} + r_1}{2}$$

Частота обертання барабана центрифуги, об./хв.:

$$n = \sqrt{\frac{\Phi_p 900}{r_{\text{сер}}}}$$

Колова швидкість обертання ротора, м/с:

$$w = 2\pi r_{\text{сер}} \frac{n}{60}$$

Відцентрова сила, що діє на тверді частинки:

$$C = \frac{mw^2}{r_{\text{сер}}}$$

де  $m = (\pi d^3/6)\rho_T$  – маса твердої частинки осаду.

Критерій Архімеда, що враховує відцентрову силу:

$$Ar_B = Ar \cdot \Phi_p = \frac{d^3}{\nu_p^2} \left( \frac{\rho_T - \rho_p}{\rho_p} \right) \frac{w^2}{r_{\text{сер}}},$$

де  $\nu_p = \frac{\mu}{\rho_p}$  – кінематична в'язкість маточної рідини, м<sup>2</sup>/с.

Критерій Рейнольдса:

При  $Ar_B < 36$  – ламінарний режим руху:  $Re = \frac{Ar_B}{18}$ .

При  $36 \leq Ar_B \leq 84000$  перехідний режим руху:  $Re = \left( \frac{Ar_B}{13,9} \right)^{\frac{1}{1,4}}$ .

При  $84000 < Ar_B$ :  $Re = 1,71\sqrt{Ar_B}$ .

Швидкість осадження в центрифугі, м/с:

$$W_{\text{об}} = \frac{Re \nu_p}{d}$$

Перепад тиску (рушійна сила), Па:



$$\Delta P = \frac{\rho_p \omega^2}{2} (R_{\text{BH}}^2 - r_1^2)$$

де  $\omega$  – колова швидкість обертання барабана, м/с:

$$\omega = \frac{2\pi n R_{\text{BH}}}{60}$$

Середнє значення площі поверхні фільтрації центрифуги, м<sup>2</sup>:

$$F = 2\pi L_{\text{BH}} \frac{R_{\text{BH}} + r_1}{2}$$

Об'єм фільтрату, м<sup>3</sup>:

$$V_{\phi} = G_1 \frac{U_1}{100\rho_p}$$

Об'єм осаду, м<sup>3</sup>:

$$V_{\text{oc}} = G_2 / \rho_{\text{T}}$$

Об'єм осаду, що утворюється при проходженні 1 м<sup>3</sup> фільтрату:

$$x = V_{\text{oc}} / V_{\phi}$$

Висота шару осаду, м:

$$l = \frac{V_{\phi} x}{F}$$

Час фільтрації, с:

$$\tau_{\phi} = \frac{x R_{\text{осаду}}}{2\Delta P} \left( \frac{V_{\phi}}{F} \right)^2 + \frac{R_{\phi.\text{T.}} V_{\phi}}{\Delta P F}$$

За дослідними даними період пуску –  $\tau_{\text{п}} = 1.5$  хв.; період гальмування –  $\tau_{\text{г}} = 1$  хв.; період розвантаження –  $\tau_{\text{р}} = 0.5$  хв.

Тоді загальний час циклу центрифугування, с:

$$\sum \tau = \tau_{\phi} + \tau_{\text{п}} + \tau_{\text{г}} + \tau_{\text{р}}$$

Потужність на подолання інерції маси барабана, Вт:

$$N_1 = \frac{G_6 \omega^2}{2\tau_{\text{п}}}$$

де  $G_6$  – маса ненавантаженого барабана фільтраційної центрифуги, кг:

$$G_6 = \rho_{\text{н.с.}} \varphi_6 \left( \frac{\pi}{4} (D_{\text{BH}} + 2S)^2 (L_{\text{BH}} + 2S) - V_6 \right)$$

де  $\rho_{н.с.}$  – густина матеріалу, з якого виконано барабан центрифуги (зазвичай використовують нержавіючу сталь із  $\rho_{н.с.} = 7900 \text{ кг/м}^3$ );

$\varphi_6$  – коефіцієнт перфорації барабана центрифуги;

$S$  – товщина стінки барабана центрифуги, що визначається з умов міцності та стійкості та залежить матеріалу, з якого виготовлено барабан, параметрів його перфорації та діаметру (у даному випадку прийняти, що  $S=20 \text{ мм}$ ).

Потужність, що витрачається на подолання сил інерції маси матеріалу, Вт:

$$N_2 = \frac{V_6 \rho_c \omega^2}{4\tau_{\Pi}}$$

Потужність, що витрачається на подолання тертя вала у підшипниках, Вт:

$$N_3 = fgG_1\omega_B,$$

де  $f = 0.07 \div 0,1$  – коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках;

$G_{\text{заг.}} = 700 \text{ кг}$  – загальна маса всіх обертових частин центрифуги разом із завантаженим у неї матеріалом;

$\omega_B = \pi d_B n / 60$  – колова швидкість обертання цапфи вала, м/с;

$d_B = 0.06 \text{ м}$  – діаметр вала.

Потужність, що витрачається на тертя барабана з повітрям, Вт:

$$N_4 = 10^{-8} R_{\text{вн}}^5 n^3$$

Потужність електродвигуна в пусковий період, Вт:

$$N_{\Pi} = N_1 + N_2 + N_3 + N_4$$

Потужність електродвигуна центрифуги, Вт:

$$N_{\text{д.ц.}} = N_{\Pi} / 0.9$$

Затрати енергії на одиницю (кг) готового продукту, Вт/кг:

$$J = N_{\text{д.ц.}} / G_2$$

## 7.4. Приклад програми розрахунку центрифуги фільтруючого типу в *Mathcad*

### 1. Вхідні дані:

Густина маточної рідини:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_p := 986$$

Густина твердих частинок

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_T := 2570$$

Динамічна в'язкість маточної рідини:

$$\text{Па}\cdot\text{с} \quad \mu_p := 2.48 \cdot 10^{-3}$$

Масові витрати суспензії, що надходить:

$$\frac{\text{кг}}{\text{год}} \quad G_1 := 2300$$

Масовий відсоток води до центрифугування:

$$\% \quad U_1 := 70$$

Масовий відсоток води після центрифугування:

$$\% \quad U_2 := 29$$

Розмір твердих частинок

$$\text{м} \quad d := 31 \cdot 10^{-6}$$

Внутрішній діаметр барабана:

$$\text{м} \quad D_{\text{вн}} := 0.8$$

Необхідний фактор розділення:

$$\Phi_p := 1500$$

Питомий опір осаду:

$$\frac{\text{м}}{\text{кг}} \quad R_{\text{осаду}} := 7.6 \cdot 10^6$$

Питомий опір фільтрувальної тканини:

$$\frac{\text{м}}{\text{кг}} \quad R_{\text{ф.т.}} := 4.1 \cdot 10^6$$

### Розрахунки:

2. Матеріальний баланс по твердій фазі:

$$\frac{\text{кг}}{\text{год}} \quad G_1 \cdot \left(100 - \frac{U_1}{100}\right) = G_2 \cdot \left(100 - \frac{U_2}{100}\right)$$

З матеріального балансу маса осаду після центрифугування:

$$\frac{\text{кг}}{\text{год}} \quad G_2 := G_1 \cdot \frac{(100 - U_1)}{100 - U_2} = 2300 \cdot \frac{100 - 70}{100 - 29} = 971.831$$

3. Внутрішній радіус барабана (ротора) центрифуги:

$$\text{м} \quad R_{\text{вн}} := \frac{D_{\text{вн}}}{2} = \frac{0.8}{2} = 0.4$$

4. Довжина внутрішньої сторони барабана центрифуги:

$$\text{м} \quad L_{\text{вн}} := 0.5 \cdot D_{\text{вн}} = 0.5 \cdot 0.8 = 0.4$$

5. Повний об'єм барабана центрифуги:

$$\text{м}^3 \quad V_6 := \pi \cdot R_{\text{вн}}^2 \cdot L_{\text{вн}} = 3.14 \cdot 0.4^2 \cdot 0.4 = 0.201$$

6. Внутрішній радіус шару матеріалу в роторі (барабані центрифуги) при 50%-му завантаженні:

$$\text{м} \quad r_1 := \sqrt{\frac{(\pi \cdot R_{\text{вн}}^2 \cdot L_{\text{вн}} - 0.5 \cdot V_6)}{\pi \cdot L_{\text{вн}}}} = \sqrt{\frac{3.14 \cdot 0.4^2 \cdot 0.4 - 0.5 \cdot 0.201}{3.14 \cdot 0.4}} = 0.283$$

7. Об'єм шару матеріалу в роторі при 50%-му завантаженні:

$$\text{м}^3 \quad V_c := \pi \cdot (R_{\text{вн}}^2 - r_1^2) \cdot L_{\text{вн}} = 3.14 \cdot (0.4^2 - 0.283^2) \cdot 0.4 = 0.1$$

8. Середній радіус шару суспензії в роторі:

$$\text{м} \quad r_{\text{сер}} := \frac{R_{\text{вн}} + r_1}{2} = \frac{0.4 + 0.283}{2} = 0.342$$

9. Частота обертання барабана центрифуги:

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} \quad n := \sqrt{\frac{(\Phi_p \cdot 900)}{r_{\text{сер}}}} = \sqrt{\frac{1500 \cdot 900}{0.342}} = 1.987 \times 10^3$$

10. Колова лінійна швидкість обертання ротора:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w := 2 \cdot \pi \cdot r_{\text{сер}} \cdot \frac{n}{60} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.342 \cdot \frac{1987}{60} = 71.127$$

11. Відцентрова сила, що діє на тверді частинки:

$$\frac{\text{кг} \cdot \text{м}}{\text{с}^2} C := \frac{\frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot \rho_T \cdot \omega^2}{r_{\text{сер}}} = \frac{3.14 \cdot (31 \cdot 10^{-6})^3 \cdot 2570 \cdot 71.127^2}{6 \cdot 0.342} = 5.927 \times 10^{-7}$$

12. Критерій Архімеда, що враховує відцентрову

$$Ar_B := \frac{d^3 (\rho_T - \rho_P) \cdot \omega^2}{\left(\frac{\mu_P}{\rho_P}\right)^2 \cdot \rho_P \cdot r_{\text{сер}}} = \frac{(31 \cdot 10^{-6})^3 \cdot (2570 - 986) \cdot 71.127^2}{\left(\frac{2.48 \cdot 10^{-3}}{986}\right)^2 \cdot 986 \cdot 0.342} = 111.907$$

$$g = 9.81$$

13. Критерій Рейнольдса:

$$Re := \begin{cases} \frac{Ar_B}{18} & \text{if } Ar_B \leq 36 \\ \left(\frac{Ar_B}{13.9}\right)^{\frac{1}{1.4}} & \text{if } 36 < Ar_B < 84000 \\ 1.71 \cdot \sqrt{Ar_B} & \text{if } Ar_B \geq 84000 \end{cases} = \left(\frac{111.907}{13.9}\right)^{\frac{1}{1.4}} = 4.436$$

14. Швидкість осадження в центрифугі:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} w_{\text{ОВ}} := \frac{Re \cdot \mu_P}{d \cdot \rho_P} = \frac{4.436 \cdot 2.48 \cdot 10^{-3}}{31 \cdot 10^{-6} \cdot 986} = 0.36$$

15. Колова швидкість обертання барабана:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \omega := 2 \cdot \pi \cdot R_{\text{ВН}} \cdot \frac{n}{60} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.4 \cdot \frac{1987}{60} = 83.189$$

16. Перепад тиску (рушійна сила):

$$\text{Па} \Delta P := \frac{\rho_P \cdot \omega^2}{2} (R_{\text{ВН}}^2 - r_1^2) = \frac{986 \cdot 83.189^2}{2} \cdot (0.4^2 - 0.283^2) = 2.726 \times 10^5$$

17. Середнє значення площі поверхні фільтрації центрифуги:

$$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^2} F := 2 \cdot \pi \cdot L_{\text{ВН}} \cdot \frac{R_{\text{ВН}} - r_1}{2} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.4 \cdot \frac{0.4 - 0.283}{2} = 0.147$$

18. Об'єм фільтрату:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} V_{\phi} := G_1 \cdot \frac{U_1}{100 \cdot \rho_p} = 2300 \cdot \frac{70}{100 \cdot 986} = 1.633$$

19. Об'єм осаду:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} V_{\text{ос}} := \frac{G_2}{\rho_T} = \frac{971.831}{2570} = 0.378$$

20. Об'єм осаду, що утворюється при проходженні 1 м<sup>3</sup> фільтрату:

$$\text{м}^3 x := \frac{V_{\text{ос}}}{V_{\phi}} = \frac{0.378}{1.633} = 0.231$$

21. Висота шару осаду:

$$\text{м}^3 l := \frac{V_{\phi} \cdot x}{F} = \frac{1.633 \cdot 0.231}{0.147} = 2.566$$

22. Час фільтрації:

$$\text{с } \tau_{\phi} := \frac{x \cdot R_{\text{осаду}}}{2 \cdot \Delta P} \cdot \left( \frac{V_{\phi}}{F} \right)^2 + \frac{R_{\phi.т.}}{\Delta P} \cdot \frac{V_{\phi}}{F} = 564.462$$

23. Загальний час циклу центрифугування:

$$\text{с } \tau_{\text{ц}} := \tau_{\phi} + \tau_{\text{п}} + \tau_{\text{г}} + \tau_{\text{р}} = 564.462 + 90 + 60 + 30 = 744.462$$

За дослідними даними:

$$\text{час пуску, с - } \tau_{\text{п}} \equiv 1.5 \cdot 60 = 90$$

$$\text{час гальмування, с - } \tau_{\text{г}} \equiv 1 \cdot 60 = 60$$

$$\text{час розвантаження, с - } \tau_{\text{р}} \equiv 0.5 \cdot 60 = 30$$

24. Маса ненавантаженого барабана фільтраційної центрифуги:

Коефіцієнт перфорації барабана фільтраційної центрифуги:  $\varphi_{\phi} := 0.5$

Товщина стінки барабана фільтраційної центрифуги:  $S := 20 \cdot 10^{-3}$

Густина матеріалу барабана фільтраційної центрифуги:  $\rho_{\text{н.с.}} := 7900$

$$\text{кг } G_{\phi} := \rho_{\text{н.с.}} \cdot \varphi_{\phi} \cdot \left[ \frac{\pi}{4} \cdot (D_{\text{вн}} + 2 \cdot S)^2 \cdot (L_{\text{вн}} + 2 \cdot S) - V_{\phi} \right] = 168.721$$

**25.** Потужність на подолання інерції маси барабана:

$$\text{Вт} \quad N_1 := \frac{G_6 \cdot \omega^2}{2 \cdot \tau_{\Pi}} = \frac{168.721 \cdot 83.189^2}{2 \cdot 90} = 6.487 \times 10^3$$

**26.** Густина суспензії:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_c := \rho_T \cdot \frac{100 - U_1}{100} + \rho_P \cdot \frac{U_1}{100} = 2570 \cdot \frac{100 - 70}{100} + 986 \cdot \frac{70}{100} = 1.461 \times 10^3$$

**27.** Потужність, що витрачається на подолання сил інерції маси матеріалу:

$$\text{Вт} \quad N_2 := \frac{V_6 \cdot \rho_c \cdot \omega^2}{4 \cdot \tau_{\Pi}} = \frac{0.201 \cdot 1461 \cdot 83.189^2}{4 \cdot 90} = 5.645 \times 10^3$$

**28.** Колова швидкість обертання цапфи вала:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \omega_B := \pi \cdot d_{\text{вала}} \cdot \frac{n}{60} = 3.14 \cdot 60 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1987}{60} = 6.239$$

де  $d_{\text{вала}} \equiv 60 \cdot 10^{-3}$  діаметр вала, м.

**29.** Потужність, що витрачається на подолання тертя вала у підшипниках:

Коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках:  $f := 0.10$

$$\text{Вт} \quad N_3 := f \cdot g \cdot G_1 \cdot \omega_B = 0.10 \cdot 9.81 \cdot 2300 \cdot 6.239 = 1.408 \times 10^4$$

**30.** Потужність, що витрачається на тертя барабана з повітрям, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_4 := 10^{-8} \cdot R_{\text{вн}}^5 \cdot n^3 = 10^{-8} \cdot 0.4^5 \cdot 1987^3 = 0.803$$

**31.** Потужність електродвигуна в пусковий період, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_{\Pi} := N_1 + N_2 + N_3 + N_4 = 6.487 \cdot 10^3 + 5645 + 14080 + 0.803 = 2.621 \times 10^4$$

**32.** Потужність електродвигуна центрифуги, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_{\text{дц}} := \frac{N_{\Pi}}{0.9} = \frac{26210}{0.9} = 2.912 \times 10^4$$

**33.** Затрати потужності на одиницю готового продукту, Вт/кг:

$$\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \quad J := \frac{N_{\text{дц}}}{G_2} = \frac{29120}{971.831} = 29.964$$

## 8. Розрахунок рідинної мішалки

### 8.1. Теоретичні відомості

Перемішування широко використовується в хімічній промисловості для приготування суспензій, емульсій і розчинів, а також для інтенсифікації процесів масо- і теплообміну, завдяки безперервному оновленню поверхні взаємодії речовин.

Розрізняють такі способи перемішування:

- перемішування в рідкому середовищі;
- перемішування в твердому, сипучому і пастоподібному середовищі.

Незалежно від того, що змішується з рідиною – газ, рідина або тверде тіло, розрізняють два види перемішування в рідкому середовищі: механічне і пневматичне.

Механічне перемішування здійснюється за допомогою мішалок. Мішалка складається з однієї або декількох пар лопатей різної форми.

Основними факторами, що характеризують роботу мішалок, є: витрати потужності та ефективність перемішування.

*Ефективність перемішування* є характеристикою якості процесу. У даний час цю якісну характеристику виражають по-різному, в залежності від технологічного призначення перемішування.

При застосуванні перемішування для інтенсифікації теплових, дифузійних і хімічних процесів ефективність перемішування можна характеризувати відношенням коефіцієнтів швидкості процесів при перемішуванні і без перемішування (відношення коефіцієнтів теплопередачі, масопередачі і відношення швидкостей реакції хімічного перетворення).

При застосуванні перемішування для отримання суспензії або емульсії ефективність перемішування можна характеризувати рівномірністю розподілу фаз у суспензії або емульсії. Нехай в апараті знаходяться рідина і дрібні тверді частинки. Позначимо через  $V_p$  і  $V_T$  об'єми відповідно рідини і твердих частинок в апараті,  $\rho_p$  і  $\rho_T$  – відповідно густина рідини і твердих часток.

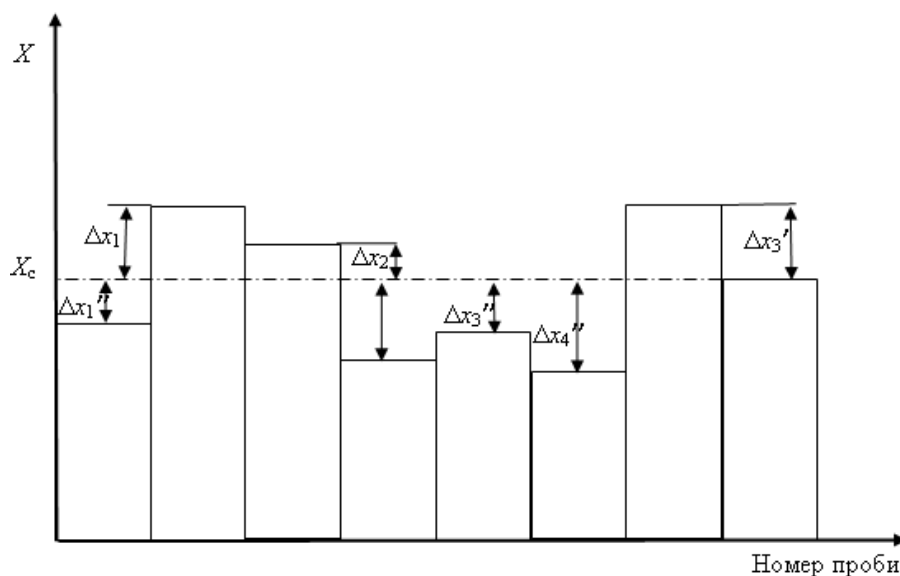


Якщо в результаті перемішування досягнуто рівномірний розподіл твердих частинок по всьому об'єму рідини, то середній вміст твердих частинок в будь-якій пробі отриманої суміші, взятої з різних зон апарата, складе (у масових %):

$$x_c = \frac{100V_t\rho_t}{V_p\rho_p + V_t\rho_t}.$$

При недостатньому перемішуванні вміст твердих частинок в пробах буде відрізнятися від  $x_c$ , рисунок 8.1. Відношення різниці  $\Delta x = x - x_c$ , це найбільш можливе її значення, характеризує рівномірність розподілу фаз у тих зонах, звідки взято пробу. При повному змішанні їх різниці дорівнюють нулю, при неповному змішанні вони відмінні від нуля і можуть бути як додатними, так і від'ємними.

Ефективність перемішування змінюється від нуля до одиниці. Коли досягається повне змішування, ефективність розподілу фаз дорівнює одиниці.



**Рисунок 8.1.** Схема до розрахунку ефективності при перемішуванні

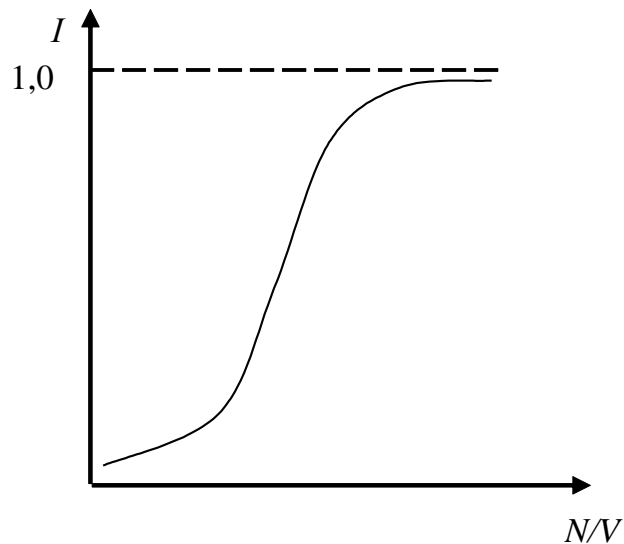
При застосуванні перемішування для отримання емульсії ефективність перемішування характеризується величиною частинок дисперсної фази, що утворюються.

**Інтенсивність перемішування**, зазвичай, визначають за такими параметрами:

- 1) число обертів мішалки при постійному часі перемішування;

- 2) час досягнення заданого технологічного результату при постійній частоті обертів мішалки;
- 3) потужність  $N$ , яка витрачається на перемішування одиниці об'єму  $V$  або маси  $M$  рідини.

Одним із методів визначення доцільності перемішування є залежність ефективності (рівномірності) від інтенсивності  $I=f(N/V)$ , рисунок 8.2.



**Рисунок 8.2.** Залежність ефективності від інтенсивності

Потужність, яка споживається мішалкою, зростає із збільшенням числа обертів мішалки і її діаметра, а також з збільшенням густини і в'язкості рідини, що перемішується. На потужність, яка споживається мішалкою, значний вплив має форма апарату, в якому розташована мішалка, і розміщення мішалки в апараті. Для апаратів, форма яких відрізняється від циліндричної, а також при розміщенні мішалок ексцентрично похило до осі апарату, споживана потужність при перемішуванні зростає. До збільшення потужності, що споживається, приводить і розміщення в апаратах з мішалками перегородок, нагрівальних змійовиків та інше.

У *пусковий період* робота витрачається на подолання сил інерції рідини і на подолання сил тертя рідини.

У *робочий період* енергія витрачається на подолання сил тертя лопатей мішалки з рідиною, тобто на подолання сили опору середовища.

Витрати енергії залежить також від ступеня жорсткості стінок апарату (10÷20% більше). При розрахунку потужності, яка витрачається на перемішування, необхідно також враховувати додаткові пристрої в апараті (наявність зміювиків, перегородок на стінках та гільз для термометрів), зумовлюють збільшення витрат енергії, особливо зміювиків у 2 рази.

Особливість роботи мішалок полягає в тому, що в пусковий період короточасні витрати потужності можуть в 2.5÷4.5 рази перевищувати робочі.

Тому привід, окрім механічних пристроїв, споряджається електронними системами, які допускають короточасне перевантаження на 200÷300%.

## **8.2. Огляд конструкцій мішалок**

Механічні мішалки розділяються за конструкцією лопатей на:

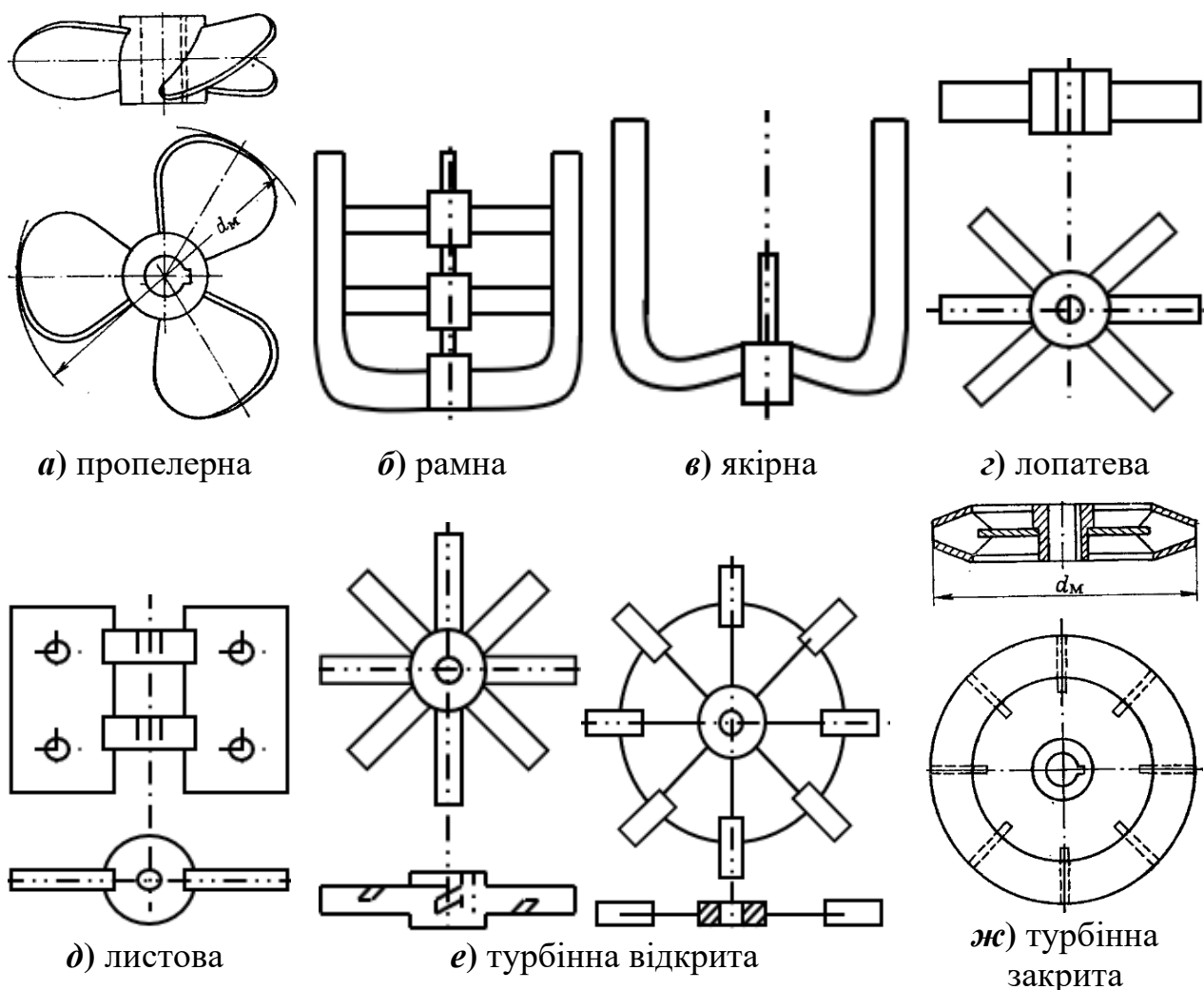
- мішалки з плоскими лопатями,
- пропелерні мішалки з гвинтовими лопатями,
- турбінні мішалки,
- спеціальні мішалки,

Лопаті пропелерної мішалки вигнуті за профілем судового гвинта, рисунок 8.3 *a*, тобто поступово змінюють нахил майже від 0° в осі 90° на кінці лопаті. Лопаті, які обертаються в рідині, діють як гвинт, а рідина, що оточує пропелер, переміщується в напрямку вісі мішалки. Цей рух співпадає з коловим рухом рідини й утворює гвинтовий рух. Пропелер має, зазвичай, три лопаті, причому на вертикальному валу, в залежності від висоти шару рідини, встановлюють один або декілька пропелерів.

Діаметр лопаті пропелера дорівнює 0.25÷0.3 діаметра апарата. Швидкість обертання пропелера складає 160÷1000 об/хв.

Пропелерні мішалки створюють більш інтенсивні осьові потоки, ніж лопатеві, і, отже, більш інтенсивно перемішують рідину. Перемішування за допомогою пропелерних мішалок поліпшується при встановленні в апараті відбивних перегородок або дифузора – короткої циліндричної (чи конічної) форми, всередині якого міститься пропелер. Дифузор служить направляючою

трубою для циркуляції рідини в осьовому напрямку і застосовується для перемішування в апаратах з великим відношенням висоти до діаметра, а також в апаратах зі змійовиками й іншими внутрішніми пристроями.



**Рисунок 8.3.** Конструкції мішалок

Ефективність перемішування в апаратах великої ємності зростає при ексцентричному розміщенні пропелерів або розташуванні вала пропелерної мішалки під кутом  $10 \div 20^\circ$  до вертикалі.

*Переваги:* інтенсивність перемішування, помірна витрата енергії, невисока вартість.

*Недоліки:* мала ефективність при перемішуванні, обмежений об'єм рідини, що інтенсивно перемішується. Галузь застосування: інтенсивне перемішування, приготування емульсій (суспензій) з відносно низькою в'язкістю.

Для кращого перемішування всього об'єму рідини в ємності на валу встановлюють декілька пар горизонтальних лопатей, тобто застосовують рамні мішалки, рисунок 8.3 б, що складаються з декількох горизонтальних і вертикальних, а іноді і похилих плоских лопатей. Рамні мішалки відрізняються міцністю конструкції і придатні для перемішування густих і в'язких рідин.

*Переваги:* простота пристрою і дешевина виготовлення, цілком задовільне перемішування рідини з помірною в'язкістю.

*Недоліки:* мало інтенсивне перемішування густих і в'язких рідин, непридатність для перемішування рідин, які легко розшаровуються.

Якірні мішалки з лопатями, вигнутими за формою стінок і днища посудини, рисунок 8.3 в, застосовують для перемішування в'язких рідин і пастоподібних матеріалів. Якірні мішалки очищають стінки апаратів від матеріалу, що налипає на них, завдяки чому поліпшується теплообмін, і запобігаються місцеві перегріву речовин, що перемішуються.

Найпростіші лопатеві мішалки, рисунок 8.3 г, мають дві плоскі лопаті, встановлені у вертикальній площині, тобто перпендикулярно до напрямку обертання. Число обертів валу  $12 \div 80$  об/хв. Діаметр лопатей становить приблизно 0.7 діаметра ємності. При малих числах обертів мішалки рідина робить коловий рух, тобто обертається по колу, що лежить в горизонтальній площині, в якій рухаються лопаті. При таких умовах відсутній зсув різних шарів рідини й зростає інтенсивність перемішування. Інтенсивне перемішування досягається в результаті появи вторинних потоків і вихрового руху рідини. Вторинні потоки виникають під дією відцентрових сил. Внаслідок цього в центрі посудини виникає знижений тиск, причому в області зниженого тиску всмоктується рідина з шарів, що лежать вище і нижче лопаті. В результаті в посудині відбувається циркуляція рідини. Вторинні потоки формуються разом з основним коловим рухом рідини, створюють складний рух, при якому відбувається інтенсивне перемішування окремих шарів. Інтенсивність перемішування зростає із збільшенням числа обертів, однак, при цьому суттєво збільшується потужність, яка споживається мішалкою.

При коловому русі рідини на її поверхні під дією відцентрової сили утвориться воронка, глибина якої зростає із збільшенням числа обертів. Утворення воронки веде до погіршення використання ємності мішалки. Для кожного випадку дослідним шляхом можна знайти оптимальне число обертів, при якому досягається необхідна ефективність перемішування. Подальше збільшення числа обертів призводить до зайвої витрати енергії. Вихровий рух рідини легко досягається в посудинах з відбивними перегородками, але при цьому значно збільшуються витрати потужності. Для кращого перемішування всього об'єму рідини в мішалці на валу встановлюється декілька пар горизонтальних лопатей, тобто застосовують багатолопатеві, а також рамні мішалки, що складаються з декількох горизонтальних і вертикальних, а іноді і похилих плоских лопатей.

Область застосування лопатевих мішалок: перемішування рідин невеликих в'язкостей, розчинення твердих речовин, з відносно малою густиною, суспендування твердих речовин з малою густиною, грубе змішування рідин що мають низьку в'язкість.

Турбінні мішалки працюють при 100÷350 об/хв. і забезпечують інтенсивне перемішування рідини. Відкриті турбінні мішалки, рисунок 8.3 *e*, являють собою удосконалену конструкцію простих лопатевих мішалок. Обертання декількох лопатей, розташованих під кутом до вертикальної площини, створює поряд з радіальними струменями осьові струмені рідини, що сприяє інтенсивному перемішуванню її у великих об'ємах. Інтенсивність перемішування збільшується при встановленні в посудині відбивних перегородок.

Вибір того чи іншого типу мішалок визначається цільовим призначенням пристроїв, що перемішують, і конкретними умовами перебігу процесу.

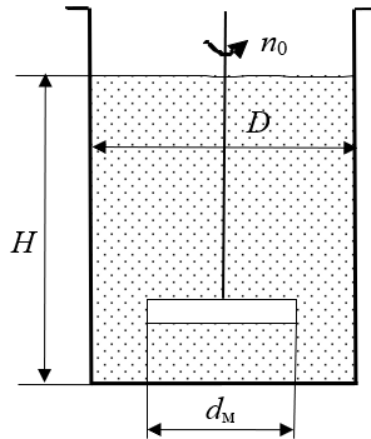
### **8.3. Методика розрахунку рідинної мішалки**

#### **Вихідні дані до розрахунку:**

Діаметр корпусу мішалки, м *D*;  
Коефіцієнт динамічної в'язкості дисперсійного середовища, Па·с *μ*;

Густина дисперсійного середовища, кг/м<sup>3</sup>  $\rho_0$ ;  
 Густина дисперсної фази, кг/м<sup>3</sup>  $\rho_{\text{ч}}$ ;  
 Найбільший розмір частинок дисперсної фази, м  $d_{\text{ч}}$ ;  
 Відношенні дисперсної фази до дисперсійного середовища  
 ДФ:ДС=1:4.

Значення вихідних даних для розрахунку рідинної мішалки наведено в додатку 1.8, таблиці Д1.8. Схему рідинної мішалки наведено на рисунку 8.4.



**Рисунок 8.4.** Схема апарата із перемішуючим пристроєм

У таблиці Д2.13 наведено геометричні співвідношення розмірів елементів мішалки.

За заданим співвідношенням геометричних розмірів у таблиці Д2.13 визначається діаметр нормалізованої мішалки  $d_M$ , м.

Для знаходження необхідних значень критерію  $Re_{\text{ц}}$  скористаємося узагальненим рівнянням:

$$Re_{\text{ц}} = C Ga^k S_{\rho}^l \Gamma_{d_{\text{ч}}}^m \Gamma_D^n.$$

де  $C, k, l, m, n$  – коефіцієнти, значення яких наведено у таблиці Д2.14.

Значення критеріїв та симплексів подібності:

$$Ga = \frac{d_M^3 \rho_0^2 g}{\mu^2};$$

$$S_{\rho} = \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_0};$$

$$\Gamma_{d_q} = \frac{d_q}{d_M};$$

$$\Gamma_D = \frac{D}{d_M}$$

Критерій Рейнольдса для пропелерної мішалки:

$$\text{Re}_{\text{ц1}} = C_1 \text{Ga}^{k_1} S_\rho^{l_1} \Gamma_{d_q}^{m_1} \Gamma_D^{n_1}$$

Частота обертання для пропелерної мішалки, об/с:

$$n_{01} = \text{Re}_{\text{ц1}} \frac{\mu}{\rho_0 d_M^2}$$

Критерій Рейнольдса для турбінної мішалки:

$$\text{Re}_{\text{ц2}} = C_2 \text{Ga}^{k_2} S_\rho^{l_2} \Gamma_{d_q}^{m_2} \Gamma_D^{n_2}$$

Частота обертання для турбінної мішалки, об/с:

$$n_{02} = \text{Re}_{\text{ц2}} \frac{\mu}{\rho_0 d_M^2}$$

Для визначення потужності, яка витрачається безпосередньо на перемішування за графіком, рисунок 8.5, знаходимо значення модифікованого критерію Ейлера,  $\text{Eu} = f(\text{Re})$ , для відповідних типів мішалок.

Споживча потужність пропелерної мішалки, Вт:

$$N_1 = \text{Eu} n_{01}^3 \rho_0 d_M^5$$

Споживча потужність турбінної мішалки, Вт:

$$N_2 = \text{Eu} n_{02}^3 \rho_0 d_M^5$$

За результатами розрахунку обирається мішалка, на роботу якої затрачається менше енергії. У випадку, коли споживчі потужності однакові обирається мішалка із меншою частотою обертання.



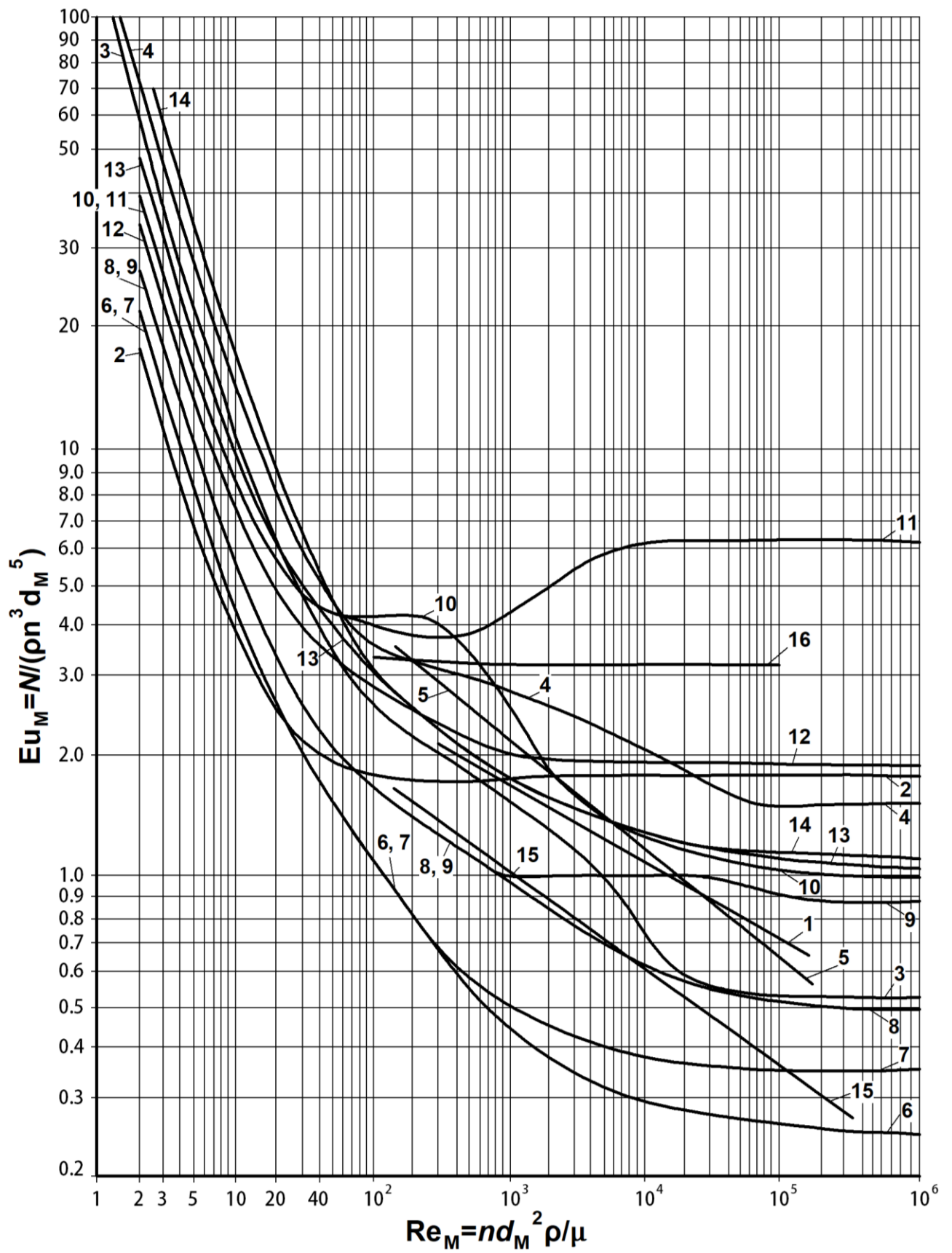


Рисунок 8.5. Залежність  $Eu_M=f(Re_M)$  для мішалок різних типів

## 8.4. Приклад програми розрахунку рідинної мішалки в *Mathcad*

### 1. Вхідні дані:

Діаметр корпусу мішалки:

$$\text{м} \quad D := 1.6$$

Динамічна в'язкість дисперсійного середовища:

$$\text{Па}\cdot\text{с} \quad \mu := 104.4 \cdot 10^{-3}$$

Густина дисперсійного середовища:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_0 := 1039$$

Густина дисперсійної фази:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\text{ч}} := 3100$$

Найбільший розмір частинок дисперсної фази:

$$\text{м} \quad d_{\text{ч}} := 1.8$$

Типи мішалок

$$\text{Тип}_1 := 5 \quad \text{шестилопатева}$$

$$\text{Тип}_2 := 11 \quad \text{відкрита турбіння з плоскими лопатями}$$

### Розрахунки:

1.1. Діаметр мішалки 1:

$$d_{\text{м.1}} := \begin{cases} \frac{D}{3} & \text{if } 1 \leq \text{Тип}_1 \leq 2 \\ \frac{D}{2} & \text{if } 3 \leq \text{Тип}_1 \leq 4 \\ \frac{D}{1.11} & \text{if } \text{Тип}_1 = 5 \\ \frac{D}{3} & \text{if } 10 \leq \text{Тип}_1 \leq 14 \end{cases} = \frac{1.6}{1.11} = 1.441 \quad \text{м}$$

1.2. Діаметр мішалки 2:

$$d_{M.2} := \begin{cases} \frac{D}{3} & \text{if } 1 \leq \text{Тип}_2 \leq 2 \\ \frac{D}{2} & \text{if } 3 \leq \text{Тип}_2 \leq 4 \\ \frac{D}{1.11} & \text{if } \text{Тип}_2 = 5 \\ \frac{D}{3} & \text{if } 10 \leq \text{Тип}_2 \leq 14 \end{cases} = \frac{1.6}{3} = 0.533 \text{ м}$$

2.1. Ширина лопати мішалки 1:

$$b_1 := \begin{cases} d_{M.1} \cdot 0.25 & \text{if } \text{Тип}_1 = 1 \\ d_{M.1} \cdot 0.167 & \text{if } \text{Тип}_1 = 2 \\ d_{M.1} \cdot 0.885 & \text{if } 3 \leq \text{Тип}_1 \leq 4 \\ d_{M.1} \cdot 0.066 & \text{if } \text{Тип}_1 = 5 \\ d_{M.1} \cdot 0.2 & \text{if } \text{Тип}_1 = 10 \\ d_{M.1} \cdot 0.25 & \text{if } \text{Тип}_1 = 11 \\ d_{M.1} \cdot 0.125 & \text{if } \text{Тип}_1 = 12 \\ d_{M.1} & \text{if } 13 \leq \text{Тип}_1 \leq 14 \end{cases} = 1.441 \cdot 0.066 = 0.095 \text{ м}$$

2.2. Ширина лопати мішалки 2:

$$b_2 := \begin{cases} d_{M.2} \cdot 0.25 & \text{if } \text{Тип}_2 = 1 \\ d_{M.2} \cdot 0.167 & \text{if } \text{Тип}_2 = 2 \\ d_{M.2} \cdot 0.885 & \text{if } 3 \leq \text{Тип}_2 \leq 4 \\ d_{M.2} \cdot 0.066 & \text{if } \text{Тип}_2 = 5 \\ d_{M.2} \cdot 0.2 & \text{if } \text{Тип}_2 = 10 \\ d_{M.2} \cdot 0.25 & \text{if } \text{Тип}_2 = 11 \\ d_{M.2} \cdot 0.125 & \text{if } \text{Тип}_2 = 12 \\ d_{M.2} & \text{if } 13 \leq \text{Тип}_2 \leq 14 \end{cases} = 0.533 \cdot 0.25 = 0.133 \text{ м}$$

3. Висота шару рідини в мішалці:

$$m \quad H := \frac{D}{1} = \frac{1.6}{1} = 1.6$$

4. Значення коефіцієнтів для мішалок 1 та 2:

$$\begin{array}{l}
 \text{Тип}_1 = 5 \\
 C_1 := \begin{cases} 0.105 & \text{if } \text{Тип}_1 \leq 5 \\ 0.25 & \text{if } \text{Тип}_1 \geq 10 \end{cases} = 0.105 \\
 k_1 := \begin{cases} 0.6 & \text{if } \text{Тип}_1 \leq 5 \\ 0.57 & \text{if } \text{Тип}_1 \geq 10 \end{cases} = 0.6 \\
 l_1 := \begin{cases} 0.8 & \text{if } \text{Тип}_1 \leq 5 \\ 0.37 & \text{if } \text{Тип}_1 \geq 10 \end{cases} = 0.8 \\
 m_1 := \begin{cases} 0.4 & \text{if } \text{Тип}_1 \leq 5 \\ 0.33 & \text{if } \text{Тип}_1 \geq 10 \end{cases} = 0.4 \\
 n_1 := \begin{cases} 1.9 & \text{if } \text{Тип}_1 \leq 5 \\ 1.15 & \text{if } \text{Тип}_1 \geq 10 \end{cases} = 1.9
 \end{array}
 \quad
 \begin{array}{l}
 \text{Тип}_2 = 11 \\
 C_2 := \begin{cases} 0.105 & \text{if } \text{Тип}_2 \leq 5 \\ 0.25 & \text{if } \text{Тип}_2 \geq 10 \end{cases} = 0.25 \\
 k_2 := \begin{cases} 0.6 & \text{if } \text{Тип}_2 \leq 5 \\ 0.57 & \text{if } \text{Тип}_2 \geq 10 \end{cases} = 0.57 \\
 l_2 := \begin{cases} 0.8 & \text{if } \text{Тип}_1 \leq 5 \\ 0.37 & \text{if } \text{Тип}_1 \geq 10 \end{cases} = 0.8 \\
 m_2 := \begin{cases} 0.4 & \text{if } \text{Тип}_2 \leq 5 \\ 0.33 & \text{if } \text{Тип}_2 \geq 10 \end{cases} = 0.33 \\
 n_2 := \begin{cases} 1.9 & \text{if } \text{Тип}_2 \leq 5 \\ 1.15 & \text{if } \text{Тип}_2 \geq 10 \end{cases} = 1.15
 \end{array}$$

5. Значення критеріїв та симплексів подібності:

Критерій Галілео для мішалки 1:

$$Ga_1 := \frac{d_{M.1}^3 \rho_0^2 \cdot g}{\mu^2} = \frac{1.441^3 \cdot 1039^2 \cdot 9.81}{(104.4 \cdot 10^{-3})^2} = 2.907 \times 10^9$$

$$\frac{m}{c^2} g \equiv 9.81$$

Критерій Галілео для мішалки 2:

$$Ga_2 := \frac{d_{M.2}^3 \rho_0^2 \cdot g}{\mu^2} = \frac{0.533^3 \cdot 1039^2 \cdot 9.81}{(104.4 \cdot 10^{-3})^2} = 1.471 \times 10^8$$

$$S_{\rho} := \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_0} = \frac{3100}{1039} = 2.984$$

$$\Gamma_{\text{d.ч.1}} := \frac{d_{\text{ч}}}{d_{\text{M.1}}} = \frac{1.8}{1.441} = 1.249$$

$$\Gamma_{\text{d.ч.2}} := \frac{d_{\text{ч}}}{d_{\text{M.2}}} = \frac{1.8}{0.533} = 3.377$$

$$\Gamma_{\text{D.1}} := \frac{D}{d_{\text{M.1}}} = \frac{1.6}{1.441} = 1.11$$

$$\Gamma_{\text{D.2}} := \frac{D}{d_{\text{M.2}}} = \frac{1.6}{0.533} = 3.002$$

6.1. Критерій Рейнольдса для мішалки 1:

$$\text{Re}_1 := C_1 \cdot \text{Ga}_1^{k_1} \cdot S_{\rho}^{l_1} \cdot \Gamma_{\text{d.ч.1}}^{m_1} \cdot \Gamma_{\text{D.1}}^{n_1} = 1.599 \times 10^5$$

6.2. Критерій Рейнольдса для мішалки 2:

$$\text{Re}_2 := C_2 \cdot \text{Ga}_2^{k_2} \cdot S_{\rho}^{l_2} \cdot \Gamma_{\text{d.ч.2}}^{m_2} \cdot \Gamma_{\text{D.2}}^{n_2} = 1.435 \times 10^5$$

7.1. Частота обертання для мішалки 1:

$$\frac{\text{об}}{\text{с}} \ n_{\text{M.1}} := \text{Re}_1 \cdot \frac{\mu}{\rho_0 \cdot d_{\text{M.1}}^2} = 1.599 \cdot 10^5 \cdot \frac{104.4 \cdot 10^{-3}}{1039 \cdot 1.441^2} = 7.738$$

7.2. Частота обертання для мішалки 2:

$$\frac{\text{об}}{\text{с}} \ n_{\text{M.2}} := \text{Re}_2 \cdot \frac{\mu}{\rho_0 \cdot d_{\text{M.2}}^2} = 1.435 \cdot 10^5 \cdot \frac{104.4 \cdot 10^{-3}}{1039 \cdot 0.533^2} = 50.755$$

8.1. Значення модифікованого критерію Ейлера для мішалки 1 за графіком:

$$\text{Eu}_{\text{M.1}} := 0.59$$

8.2. Значення модифікованого критерію Ейлера для мішалки 2 за графіком:

$$\text{Eu}_{\text{M.2}} := 6.1$$

9.1. Споживча потужність мішалки 1:

$$\text{Вт} \ N_1 := \text{Eu}_{\text{M.1}} \cdot n_{\text{M.1}}^3 \cdot \rho_0 \cdot d_{\text{M.1}}^5 = 0.59 \cdot 7.738^3 \cdot 1039 \cdot 1.441^5 = 1.765 \times 10^6$$

9.2. Споживча потужність мішалки 2:

$$\text{Вт} \ N_2 := \text{Eu}_{\text{M.2}} \cdot n_{\text{M.2}}^3 \cdot \rho_0 \cdot d_{\text{M.2}}^5 = 6.1 \cdot 50.755^3 \cdot 1039 \cdot 0.533^5 = 3.565 \times 10^7$$

## 9. Розрахунок апарату із псевдозрідженим шаром

### 9.1. Теоретичні відомості

Специфічна взаємодія газу або рідини із зернистим матеріалом, в результаті чого утворюється дисперсія, що має властивості рідини, називається псевдо рідиною, а сам процес – псевдозрідженням. Схему взаємодії зріджуючого агента та твердої частки при псевдозрідженні наведено на рисунку 9.1.

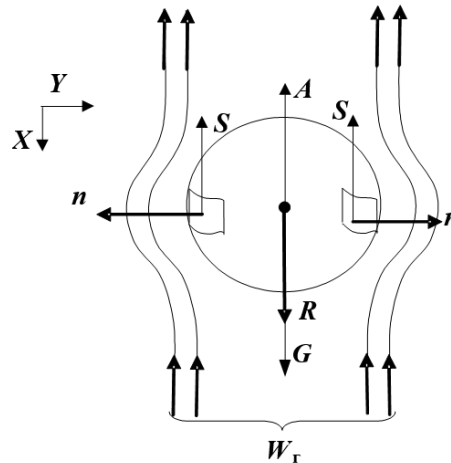


Рисунок 9.1. Схема взаємодії зріджуючого агента та твердої частки

Вектор руху зріджуючого агента протилежний за напрямком вектору сили тяжіння.

Сила гідродинамічного опору направлена в сторону, протилежну напрямку дії вектора сили тяжіння  $G$  і визначається  $S = f(W_r)$ .

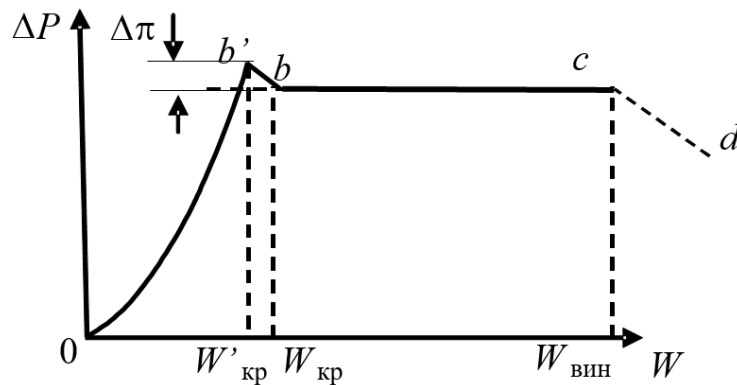
Таким чином, можливі варіанти:

- 1)  $G - A - S_1 = R$ ;  $R > 0$ ;  $W_r < W_{кр}$
- 2)  $G - A - S_2 = R$ ;  $G - A = S_2$ ;  $R = 0$ ;  $W_r = W_{кр}$
- 3)  $G - A - S_3 = R$ ;  $R < 0$ ;  $W_r > W_{кр}$

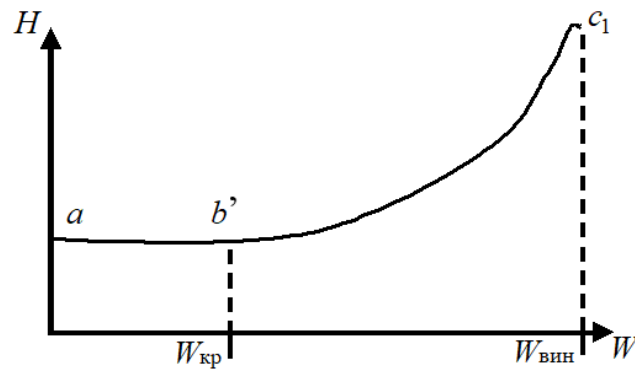
$$G - A < S_3$$

Шар часток зернистого матеріалу при проходженні крізь нього потоку газу (або рідини) може залишитися нерухомим (щільним). У цьому випадку кожна частинка стикається з іншою та об'єм шару є постійним навіть при невеликому збільшенні швидкості потоку газу  $W_r$ , рисунок 9.2 а. Подальше збільшення  $W$  призводить до того, що частки починають вібрувати, рис. 9.2. б, потім вібрація

посилюється і декотрі частки з глибини шару пересуваються до його поверхні (рисунк 9.2 в). При цьому висота шару  $H$  майже не змінюється, рисунок 9.4, (ділянка а – б'). Гідравлічний опір шару  $\Delta P$  із підвищенням швидкості потоку газу збільшується по ступеневому закону, причому показник ступені  $n$  залежить від значення критерію Рейнольдса  $Re$  (із збільшенням  $Re$  величина  $n$  змінюється від 1.0 до 2.0).



**Рисунок 9.2.** Зміна гідравлічного опору шару в залежності від швидкості потоку газу (крива псевдозрідження)



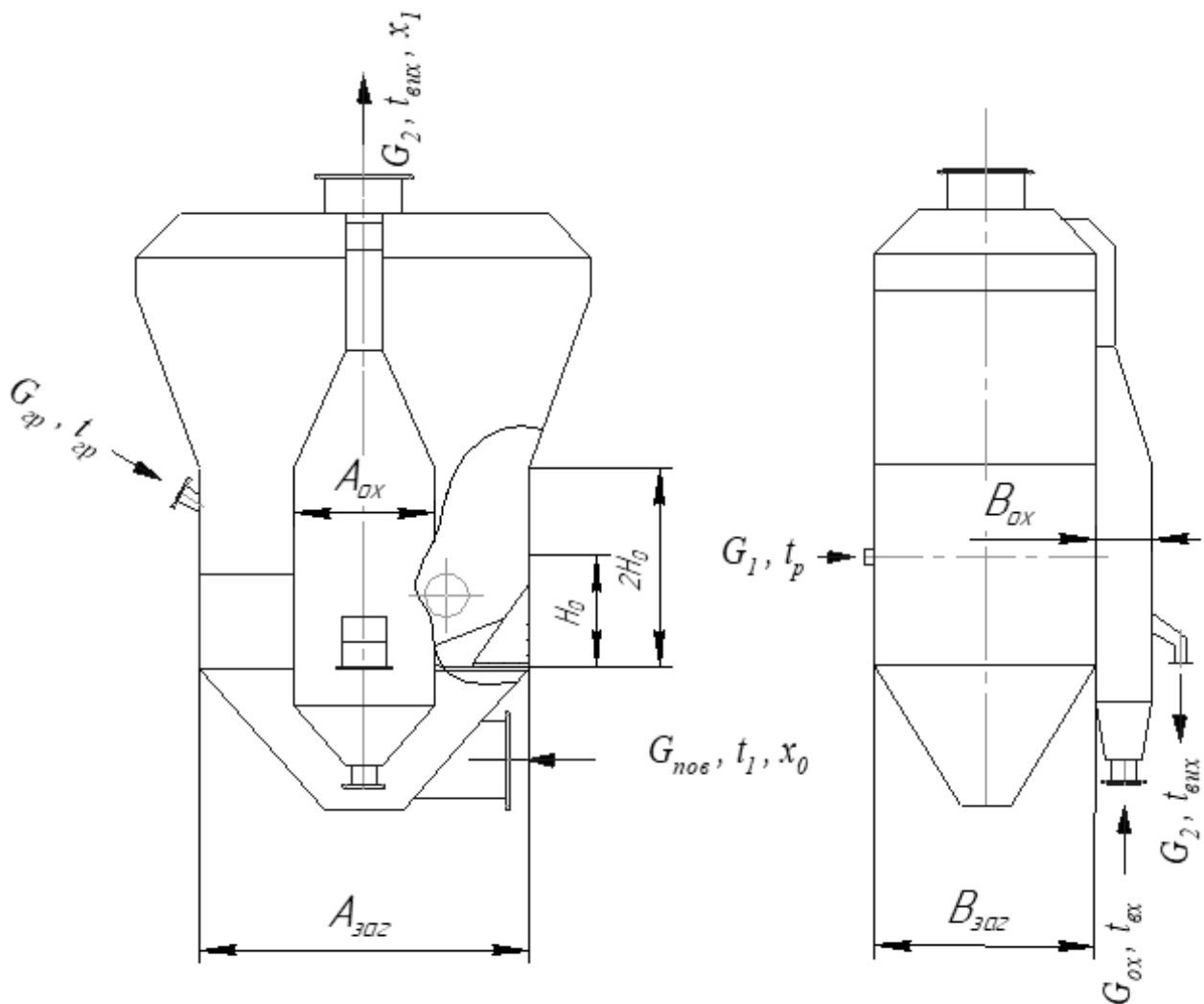
**Рисунок 9.3.** Зміна висоти  $H$  псевдозрідженого шару в залежності від швидкості потоку газу

## 9.2. Методика розрахунку апарата із псевдозрідженим шаром

### Мета розрахунку:

Визначення конструктивно-технологічних розмірів гранулятора із псевдозрідженим шаром, а також параметрів процесу грануляції органічно-мінеральних добрив.

Розрахункову схему гранулятора із псевдозрідженим шаром наведено на рисунку 9.4.



1 – корпус апарату; 2 – ГРП; 3 – направляюча вставка; 4 – диспергатор;

5 – штуцер введення теплоносія; 6 – штуцер виведення теплоносія

**Рисунок 9.4.** Розрахункова схема апарата із псевдозрідженим шаром



**Вихідні дані до розрахунку:**

Продуктивність гранулятора псевдозрідженого шару по гранульованому продукту, кг/год:	$G_2$ ;
Еквівалентний діаметр твердих частинок у шарі, мм:	$d_e$ ;
Розрахунковий коефіцієнт грануляції, %:	$\psi$ .
Порозність нерухомого шару:	$\varepsilon_0$ ;
Вміст сухих компонентів у робочому розчині, що подається на грануляцію, %(мас):	$x_p$ ;
Температура газового теплоносія-зріджувального агента на вході в калорифер (нагрівач), °С:	$t_0$ ;
Температура газового теплоносія-зріджувального агента на вході в шар зернистого матеріалу, °С:	$t_1$ ;
Температура шару зернистого матеріалу, °С:	$t_2$ ;
Температура початкових центрів грануляції до гранулятора, °С:	$\theta_1$ ;
Густина твердого гранульованого продукту (центрів грануляції), кг/м <sup>3</sup> :	$\rho_T$ ;
Теплоємність твердого гранульованого продукту (центрів грануляції), кДж/(кг·°С):	$C_M$ ;
Теплоємність води, кДж/(кг·°С):	$C_B$ ;
Вологовміст теплоносія перед калорифером, %:	$x_0$ ;
Кінцева вологість гранульованого продукту, %:	$u_2$ ;
Коефіцієнт, що враховує втрати робочого розчину, що подається на зневоднення в магістралі:	$\alpha$ .

Визначення основних теплофізичних параметрів зріджувального агента-теплоносія.

Густина газового теплоносія-зріджувального агента на вході в шар зернистого матеріалу(при  $t_1$ ), кг/м<sup>3</sup>:

$$\rho_{\text{газ.}(t_1)} = 1.29 \frac{273}{273 + t_1}$$

Кінематична в'язкість газового теплоносія-зріджувального агента (при  $t_1$ ), м<sup>2</sup>/с:

$$\nu_{\text{газ.}(t_1)} = 1.064 \cdot 10^{-7} t_1 + 1.258 \cdot 10^{-5}$$

Динамічна в'язкість газового теплоносія-зріджувального агента на вході в шар зернистого матеріалу (при  $t_1$ ), Па×с:

$$\mu_{\text{газ.}(t_1)} = \rho_{\text{газ.}(t_1)} \nu_{\text{газ.}(t_1)}$$

Розрахунок матеріального балансу гранулятора із псевдозрідженим шаром

Необхідні витрати рідкого розчину з урахуванням заданої продуктивності гранулятора по гранульованому продукту  $G_2$  та коефіцієнта грануляції  $\psi$ , кг/с:

$$G_1 = \frac{G_2 (1 + \alpha)(100 - u_2)}{x_p \psi}$$

Тоді кількість вологи, яку необхідно випарувати в процесі грануляції, кг/с:

$$M_B = G_1 - \frac{G_2}{3600}$$

Тепловий розрахунок гранулятора із псевдозрідженим шаром

Температура шару зернистого матеріалу у псевдозрідженому шарі приймається в середньому на 2°C меншою температури газового теплоносія (зріджувального агента), що виходить з нього, °C:

$$t_{\text{ш}} = t_2 - 2$$

Прийнято модель повного перемішування матеріалу в грануляторі із псевдозрідженим шаром і таким чином є правильним припущення, що

температура гранульованого продукту після апарата є рівною температурі частинок у шарі зернистого матеріалу, °С:

$$\theta_2 = t_{\text{ш}}$$

Витрати теплоти з висушенням матеріалом, віднесеної до 1 кг вологи, що випаровується, кДж/кг:

$$q_m = \frac{G_2 C_m (\theta_2 - \theta_1)}{M_b}$$

Загальні теплові втрати віднесені до 1 кг вологи, що випаровується, кДж/кг:

$$\Delta = 1.15(C_b \theta_1 - q_m)$$

Витрати теплоти в оточуюче середовище приймаються 15% від загальних, кДж/кг:

$$q_{\text{п}} = 0.15\Delta.$$

Ентальпія теплоносія при параметрах при вході до калорифера, кДж/кг:

$$I_0 = 1.01t_0 + (2493 + 1.97t_0)x_0$$

Ентальпія теплоносія при виході із теплогенератора та при вході в шар зернистого матеріалу, кДж/кг:

$$I_1 = 1.01t_{\text{вх}} + (2493 + 1.97t_{\text{вх}})x_0$$

Вологовміст теплоносія при виході із шару зернистого матеріалу та гранулятора, кг<sub>в.</sub>/кг<sub>п.</sub>:

$$x_2 = \frac{-I_1 + x_0\Delta - t_2}{\Delta + 1.97t_2 + 2493}$$

Питомі витрати теплоти, кДж/кг:

$$q = \frac{I - I_0}{x_2 - x_0}.$$

де  $I=43.465$  – ентальпія при температурі мокрого термометра, кДж/кг.

Теплота пароутворення для води при температурі шару  $t_{\text{ш}}$ , кДж/кг:

$$r_{\text{ш}} = -2.362t_{\text{ш}} + 2501$$

Тепловий коефіцієнт корисної дії проєктованого гранулятора із псевдозрідженим шаром, %:

$$\eta = \frac{r_{\text{ш}}}{q} 100\%$$

Загальні витрати теплоти, кВт:

$$Q = qM_{\text{в}}$$

За одержаними даними приймається електрокалорифер (для спрощення розрахунків у даному випадку приймаємо калорифер типу СФО 100, з потужністю  $E=500$  кВт, та коефіцієнтом використання тепла  $\eta_{\text{к}}=75\%$ ).

Тоді необхідна кількість електрокалориферів, що забезпечить необхідні витрати теплоти:

$$n_{\text{к}} = \frac{Q}{E\eta_{\text{к}}}$$

За результатами розрахунків визначено, що для забезпечення необхідної витрати теплоти необхідно застосовувати 4 калорифери типу СФО 100, з потужністю 500 кВт.

Питомі витрати абсолютно сухого повітря, кг<sub>п.</sub>/кг<sub>в.</sub>:

$$l_{\text{с}} = \frac{1}{x_2 - x_0}$$

Загальні витрати газового теплоносія-зріджувального агента, кг<sub>пов.</sub>/с:

$$L_{\text{пов}} = l_{\text{с}}M_{\text{в}}$$

Тоді середні об'ємні витрати вологого повітря, нагрітого до температури  $t_1$ , м<sup>3</sup>/с:

$$V_{\text{пов}} = \frac{L_{\text{пов}}}{\rho_{\text{газ}}(t_1)}$$

За одержаним значенням об'ємних витрат обирається вентилятор (газодувка).

*Розрахунок робочої швидкості газового теплоносія (зріджувального агента) в апараті із псевдозрідженим шаром*

Критерій Архімеда з урахуванням розміру частинок шару зернистого матеріалу (еквівалентного діаметра гранул  $d_e$ ):

$$Ar = \frac{gd_e^3(\rho_T - \rho_{\text{газ}(t_1)})}{\nu_{\text{газ}}^2 \rho_{\text{газ}(t_1)}}$$

де  $\nu_{\text{газ}}$  – коефіцієнт кінематичної в'язкості зріджувального агенту при температурі  $t_1$ , м<sup>2</sup>/с;  $\rho_{\text{газ}(t_1)}$  – густина зріджувального агенту при температурі  $t_1$ , кг/м<sup>3</sup>;  $g=9.81$  прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>.

Критерій Рейнольдса початку псевдозрідження з урахуванням розміру частинок шару зернистого матеріалу  $d_e=2.5$  мм (еквівалентного діаметра гранул):

$$Re_{\text{кр}} = \frac{Ar}{1400 + 5.22\sqrt{Ar}}$$

Критична швидкість початку псевдозрідження з урахуванням розміру частинок шару зернистого матеріалу  $d_e=2.5$  мм (еквівалентного діаметра гранул) становить, м/с:

$$W_{\text{кр}} = \frac{Re_{\text{кр}} \nu_{\text{газ}}}{d_e}$$

З урахуванням еквівалентного діаметру твердих частинок шару зернистого матеріалу визначаємо питому поверхню шару в 1 кубометрі, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>:

$$\sigma = \frac{6(1 - \varepsilon_0)}{d_e}$$

Робоче число псевдозрідження для шару зернистого матеріалу висотою  $H_0=0.32$  м з еквівалентним діаметром частинок  $d_e=2.5$  мм при застосуванні газорозподільного пристрою щілинного типу із коефіцієнтом живого перерізу  $\varphi=3.2\%$  становить:

$$K_w = 1,179 \cdot \ln(\sigma H_0) - 5,2391$$

За значенням  $K_w$  визначається робоча швидкість газового теплоносія, м/с:

$$W_p = K_w W_{\text{кр}}$$

Розрахунок геометричних розмірів камери гранулятора псевдозрідженого шару та зони газорозподільного пристрою

Розрахункова приведена площа апарата, при якій забезпечується неоднорідне струменево-пульсаційне псевдозрідження в автоколивальному режимі із розрахунковою швидкістю псевдозрідження  $W_p$ , м<sup>2</sup>:

$$F_A = \frac{V_{\text{пов}}}{W_p}$$

При цьому необхідно забезпечити площу апарата в сепараційному просторі, м<sup>2</sup>:

$$F_{\text{с.п.}} = \frac{3V_{\text{пов}}}{W_p}$$

Необхідна поверхня шару визначається з умов масообміну.

Кількість вологи, яку необхідно відвести з шару зернистого матеріалу при грануляції із заданою продуктивністю по гранульованому продукту, кг<sub>вол.</sub>/Год:

$$M_{\text{вг}} = 3600M_{\text{в}}$$

Експериментально встановлено, що при грануляції органо-мінеральних гумінових добрив у псевдозрідженому шарі при неоднорідному струменево-пульсаційному режимі псевдозрідження у випадку зневоднення висококонцентрованих гетерогенних рідких систем максимальні значення питомого навантаження поверхні шару зернистого матеріалу за вологою  $a_{f(\text{досл})} = 0.75 \text{ кг}_{\text{вол.}} / (\text{м}^2 \text{ год})$  [1] при корисній різниці температур  $\Delta T_{\text{досл}} = 100$  °С.

За даних умов при температурі введення зріджувального агента в шар зернистого матеріалу  $T_{\text{вх}} = 350$  °С корисна різниця температур становитиме, °С:

$$\Delta T = t_1 - t_{\text{ш}} = 350 - 95$$

Значення питомого навантаження поверхні шару за вологою буде, кг<sub>вол.</sub>/(м<sup>2</sup>год):

$$a_f = a_{f(\text{досл})} \frac{\Delta T}{\Delta T_{\text{досл}}}$$

де  $a_{f(\text{досл})}=0.75$  – дослідно одержане значення питомого навантаження поверхні шару за вологою при неоднорідному струменево-пульсаційному псевдозрідженні,  $\text{кг}_{\text{вол.}}/(\text{м}^2\text{год})$ ;

$\Delta T_{\text{досл}}=100$  – дослідно одержане значення корисній різниці температур при неоднорідному струменево-пульсаційному псевдозрідженні,  $^{\circ}\text{C}$ .

Тоді необхідна поверхня шару, при якій забезпечується ефективно видалення заданої кількості вологи,  $\text{м}^2$ :

$$f_{\text{ш}} = \frac{M_{\text{вг}}}{a_f / 3600}$$

Тоді з умов масообміну необхідний об'єм шару зернистого матеріалу для випаровування заданої кількості вологи,  $\text{м}^3$ :

$$V_{\text{ш}} = \frac{f_{\text{ш}}}{\sigma}$$

Індекс поверхні шару,  $\text{м}_{\text{ш}}^2/\text{м}_{\text{ГРП}}^2$ :

$$i_{\text{п.ш.}} = 0.333 \cdot \sigma$$

Необхідна поверхня газорозподільного пристрою (ГРП) буде,  $\text{м}^2$ :

$$f_{\text{ГРП}} = \frac{f_{\text{ш}}}{i_{\text{п.ш.}}}$$

Ширина гранулятора в зоні ГРП у випадку паралельного розташування секцій,  $\text{м}$ :

$$B = f_{\text{ГРП}} / A_1$$

де  $A_1=0.9$  – прийнята довжина секції гранулятора у зоні ГРП,  $\text{м}$ .

Кількість секцій гранулятора із геометричними розмірами в зоні ГРП  $A_1 \times B_1=0.9 \times 0.5$   $\text{м}$ , одиниць:

$$n = B / B_1$$

Остаточна кількість секцій із розмірами  $A_1 \times B_1=0.9 \times 0.5$   $\text{м}$  приймається з округленням до цілого значення (у більшу сторону).

Тоді приведена робоча площа апарату,  $\text{м}^2$ :

$$F_{\text{А.роб.}} = n_{\text{секцій}} A_1 B_1$$

Далі необхідно зробити перерахунок необхідних витрат енергії, з урахуванням прийнятої кількості секцій для забезпечення робочої швидкості газу, що відповідає якісному режиму псевдозрідження при грануляції, м<sup>3</sup>/с:

$$V_{\text{г(робоче)}} = W_{\text{п}} F_{\text{А}}$$

Гідравлічний розрахунок апарата із псевдозрідженим шаром

Гідравлічний опір шару зернистого матеріалу, Па:

$$\Delta P_{\text{ш}} = \rho_{\text{т}} g (1 - \varepsilon_0) H_0$$

де  $H_0=0.32$  – початкова висота нерухомого шару зернистого матеріалу, м.

Швидкість газу в щілинах газорозподільного пристрою із коефіцієнтом живого перерізу  $\varphi=3.2\%$ , м/с:

$$W_{\text{щ}} = \frac{V_{\text{пов}}}{A_1 B_1 n \left( \frac{\varphi}{100\%} \right)}$$

Гідравлічний опір газорозподільного пристрою, Па:

$$\Delta P_{\text{грп}} = \xi \frac{W_{\text{щ}}^2 \rho_{\text{газ}(t_1)}}{2}$$

де  $\xi = 2.41$  – коефіцієнт гідравлічного опору ГРП щілинного типу із коефіцієнтом живого перерізу  $\varphi=3.2\%$ .

Загальний гідравлічний опір гранулятора без врахування гідравлічного опору в штуцерах підведення та ведведення зріджувального агенту, Па:

$$\Sigma \Delta P = \Delta P_{\text{ш}} + \Delta P_{\text{грп}}$$

Після цього обирається відповідне насосне обладнання із запасом  $\Delta P=10\div 20\%$ :

$$\Sigma \Delta P_{\text{роб}} = 1.2 \Sigma \Delta P$$

Необхідна потужність, Вт:

$$N = V_{\text{пов}} \Sigma \Delta P_{\text{роб}}$$

Індекс потужності, що характеризує витрати енергії на 1 кг готової продукції, кВт/кг<sub>продукту</sub>:



$$J_N = \frac{N}{G_2}$$

### 9.3. Приклад програми розрахунку апарата із псевдозрідженим шаром в *Mathcad*

#### Вихідні дані:

Продуктивність гранулятора псевдозрідженого шару по гранульованому продукту:

$$\frac{\text{кг}}{\text{год}} G_2 := 1000$$

Еквівалентний діаметр твердих частинок у шарі:

$$\text{мм } d_e := 2.5$$

Розрахунковий коефіцієнт грануляції:

$$\Psi := \frac{90}{100} = 0.9$$

Порозність нерухомого шару:

$$\varepsilon_0 := 0.4$$

Вміст сухих компонентів у робочому розчині, що подається на грануляцію, %(мас):

$$\% \quad x_p := 50$$

Температура газового теплоносія-зріджувального агента на вході в калорифер, °C:

$$^{\circ}\text{C} \quad t_0 := 18$$

Температура газового теплоносія-зріджувального агента на вході в шар зернистого матеріалу, °C:

$$^{\circ}\text{C} \quad t_1 := 350$$

Температура шару зернистого матеріалу, °C:

$$^{\circ}\text{C} \quad t_2 := 97$$

Температура початкових центрів грануляції до гранулятора, °C:

$$^{\circ}\text{C} \quad \Theta_1 := 20$$

Густина твердого гранульованого продукту (центрів грануляції):

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_T := 1450$$

Теплоємність твердого гранульованого продукту (центрів грануляції), кДж/(кг·°C):

$$\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{C}} \quad C_M := 1.43$$

Теплоємність води, кДж/(кг·°C):

$$\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{C}} \quad C_B := 4.19$$

Вологовміст теплоносія перед калорифером, %:

$$\frac{\text{г}}{\text{кг}} \quad x_0 := 0.01$$

Кінцева вологість гранульованого продукту, %:

$$\% \quad u_2 := 0.1$$

Коефіцієнт, що враховує втрати робочого розчину, що подається на зневоднення в магістралі:

$$\alpha := 0.03$$

### Розрахунки:

#### Визначення основних теплофізичних параметрів зріджувального агента-теплоносія

1. Густина газового теплоносія-зріджувального агента на вході в гранулятор (при

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \rho_{\text{газ},t1} := 1.29 \cdot \frac{273}{273 + t_1} = 1.29 \cdot \frac{273}{273 + 350} = 0.565$$

2. Кінематична в'язкість газового теплоносія-зріджувального агента на вході в гранулятор (при  $t_1$ ):

$$\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \nu_{\text{газ},t1} := 1.717 \cdot 10^{-7} \cdot t_1 + 1.258 \cdot 10^{-5} = 7.268 \times 10^{-5}$$

3. Динамічна в'язкість газового теплоносія-зріджувального агента на вході в гранулятор (при  $t_1$ ):

$$\text{Па} \cdot \text{с} \mu_{\text{газ},t1} := \rho_{\text{газ},t1} \cdot \nu_{\text{газ},t1} = 0.565 \cdot 7.268 \cdot 10^{-5} = 4.106 \times 10^{-5}$$

#### Матеріальний баланс гранулятора

4. Необхідні витрати рідкого розчину з урахуванням заданої продуктивності гранулятора по гранульованому продукту  $G_2$  та коефіцієнта грануляції  $\psi$ , кг/с:

$$\frac{\text{кг}}{\text{с}} G_1 := \frac{\frac{G_2}{3600} \cdot (1 + \alpha) \cdot (100 - u_2)}{x_p \cdot \Psi} = \frac{\frac{1000}{3600} \cdot (1 + 0.03) \cdot (100 - 0.1)}{50 \cdot 0.9} = 0.635$$

5. Кількість випареної вологи, кг/с:

$$\frac{\text{кг}}{\text{с}} M_B := G_1 - \frac{G_2}{3600} = 0.635 - \frac{1000}{3600} = 0.357$$

#### Тепловий розрахунок гранулятора

6. Температура шару зернистого матеріалу у псевдозрідженому шарі приймається в середньому на  $20^\circ\text{C}$  меншою температури газового теплоносія (зріджувального агента), що виходить з нього,  $^\circ\text{C}$ :

$$^\circ\text{C} \quad t_{\text{ш}} := t_2 - 2 = 97 - 2 = 95$$

7. Прийнято модель повного перемішування матеріалу в грануляторі із псевдозрідженим шаром і таким чином є правильним припущення, що температура гранульованого продукту після апарата є рівною температурі частинок у шарі зернистого матеріалу, °C:

$$^{\circ}\text{C} \quad \Theta_2 := t_{\text{ш}} = 95$$

8. Витрати теплоти з висушеним матеріалом, віднесеної до 1 кг вологи, що випаровується, кДж/кг:

$$q_{\text{М}} := \frac{G_2 \cdot C_{\text{М}}}{3600} \cdot \left( \frac{\Theta_2 - \Theta_1}{M_{\text{В}}} \right) = \frac{1000 \cdot 1.43}{3600} \cdot \frac{95 - 20}{0.357} = 83.45$$

9. Загальні теплові втрати віднесені до 1 кг вологи, що випаровується, кДж/кг:

$$\Delta := 1.15 \cdot (C_{\text{В}} \cdot \Theta_1 - q_{\text{М}}) = 1.15 \cdot (4.19 \cdot 20 - 83.45) = 0.403$$

10. Витрати теплоти в оточуюче середовище приймаються 15% відзагальних, кДж/кг:

$$q_{\text{П}} := 0.15 \cdot \Delta = 0.15 \cdot 0.403 = 0.06$$

11. Ентальпія теплоносія при параметрах при вході до калорифера, кДж/кг:

$$I_0 := 1.01 \cdot t_0 + (2493 + 1.97 \cdot t_0) \cdot x_0 = 1.01 \cdot 18 + (2493 + 1.97 \cdot 18) \cdot 0.01 = 43.465$$

12. Ентальпія теплоносія при виході із теплогенератора та при вході в шар зернистого матеріалу, кДж/кг:

$$I_1 := 1.01 \cdot t_1 + (2493 + 1.97 \cdot t_1) \cdot x_0 = 1.01 \cdot 350 + (2493 + 1.97 \cdot 350) \cdot 0.01 = 385.325$$

13. Вологовміст теплоносія при виході із шару зернистого матеріалу та гранулятора, кг(в)/кг(п):

$$\frac{\text{кг}_{\text{В}}}{\text{кг}_{\text{П}}} \quad x_2 := \frac{(-I_1 + x_0 \cdot \Delta) + t_2}{\Delta - 1.97 \cdot t_2 - 2493} = \frac{-385.325 + 0.01 \cdot 0.403 + 97}{0.403 - 1.97 \cdot 97 - 2493} = 0.107$$

14. Питомі витрати теплоти кДж/кг:

$$\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad q := \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = \frac{385.325 - 43.465}{0.107 - 0.01} = 3.524 \times 10^3$$

15. Теплота пароутворення для води при температурі шару

$$\frac{\text{кДж}}{\text{кг}} \quad r_{\text{ш}} := -2.362 \cdot t_{\text{ш}} + 2501 = 2.277 \times 10^3$$

16. Тепловий ККД гранулятора, %:

$$\% \quad \eta := \frac{r_{\text{ш}}}{q} \cdot 100 = \frac{2.277 \cdot 10^3}{3.524 \cdot 10^3} \cdot 100 = 64.614$$

17. Загальні витрати теплоти, кВт:

$$\text{кВт} \quad Q := q \cdot M_B = 3.524 \cdot 10^3 \cdot 0.357 = 1.258 \times 10^3$$

18. За одержаними даними приймається електрокалорифер (для спрощення розрахунків у даному випадку приймаємо калорифер типу СФО 100, з потужністю  $E=500$  кВт, та коефіцієнтом використання тепла  $\eta_k=75\%$ )

$$E := 500(\text{кВт})$$

$$\eta_k := 0.75\%$$

19. Кількість електрокалориферів:

$$\text{одиниць} \quad n_k := \frac{Q}{E \cdot \eta_k} = \frac{1.258 \cdot 10^3}{500 \cdot 0.75} = 3.355$$

20. Приймаємо кількість калориферів:

$$\text{одиниць} \quad n_{k, \text{дійсна}} := \text{ceil}(n_k) = \text{ceil}(3.355) = 4$$

21. Питомі витрати абсолютно сухого повітря:

$$\frac{\text{кг}_\Pi}{\text{кг}_B} \quad l_c := \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0.107 - 0.01} = 10.309$$

22. Загальні витрати теплоносія:

$$\frac{\text{кг}_{\text{пов}}}{\text{с}} \quad L_{\text{пов}} := l_c \cdot M_B = 10.309 \cdot 0.357 = 3.68$$

23. Середня об'ємна продуктивність за повітрям:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_{\text{пов}} := \frac{L_{\text{пов}}}{\rho_{\text{газ.t1}}} = \frac{3.68}{0.565} = 6.513$$

### Розрахунок робочої швидкості теплоносія

24. Критерій Архімеда:

$$Ar := \frac{g \cdot (d_e \cdot 10^{-3})^3 \cdot (\rho_T - \rho_{\text{газ.t1}})}{\nu_{\text{газ.t1}}^2 \cdot \rho_{\text{газ.t1}}} = \frac{9.81 \cdot (2.5 \cdot 10^{-3})^3 \cdot (1450 - 0.565)}{(7.268 \cdot 10^{-5})^2 \cdot 0.565} = 7.444 \times 10^4$$

$$g \equiv 9.81$$

25. Критерій Рейнольдса для початку псевдозрідження:

$$Re_{\text{кр}} := \frac{Ar}{1400 + \sqrt{Ar} \cdot 5.22} = \frac{7.444 \cdot 10^4}{1400 + \sqrt{7.444 \cdot 10^4} \cdot 5.22} = 26.358$$

26. Швидкість для початку псевдозрідження:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad W_{\text{кр}} := \frac{Re_{\text{кр}} \cdot \nu_{\text{газ.tl}}}{d_e \cdot 10^{-3}} = \frac{26.358 \cdot 7.268 \cdot 10^{-5}}{2.5 \cdot 10^{-3}} = 0.766$$

27. Питома поверхня шару зернистого матеріалу:

$$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3} \quad \sigma := \frac{6(1 - \epsilon_0)}{d_e \cdot 10^{-3}} = \frac{6 \cdot (1 - 0.4)}{2.5 \cdot 10^{-3}} = 1.44 \times 10^3$$

28. Робоче значення числа псевдозрідження:

$$K_w := 1.179 \cdot \ln(\sigma \cdot H_0) - 5.2391 = 1.179 \cdot \ln(1440 \cdot 0.32) - 5.2391 = 1.992$$

$$H_0 = 0.32 \text{ м}$$

29. Робоча швидкість при робочому числі псевдозрідження:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad W_p := K_w \cdot W_{\text{кр}} = 1.992 \cdot 0.766 = 1.526$$

#### Розрахунок геометричних розмірів камери гранулятора

30. Розрахункова приведена площа апарата, при якій забезпечується неоднорідне струменево-пульсаційне псевдозрідження в автоколивальному режимі із розрахунковою швидкістю:

$$\text{м}^2 \quad F_A := \frac{V_{\text{пов}}}{W_p} = \frac{6.513}{1.526} = 4.268$$

31. При цьому необхідно забезпечити площу апарата в сепараційному просторі:

$$\text{м}^2 \quad F_{\text{С.П.}} := \frac{3 \cdot V_{\text{пов}}}{W_p} = \frac{3 \cdot 6.513}{1.526} = 12.804$$

32. Кількість вологи, яку необхідно відвести з шару зернистого матеріалу при грануляції із заданою продуктивністю по гранульованому продукту:

$$\frac{\text{кг}_{\text{вол}}}{\text{год}} \quad M_{\text{вг}} := 3600 M_{\text{в}} = 3600 \cdot 0.357 = 1.285 \times 10^3$$

33. Питоме навантаження поверхні шару за випареною вологою (дослідне):

$$\frac{\text{кг}_{\text{вол}}}{\text{м}^2 \cdot \text{год}} \quad a_{\text{г.досл}} := 0.75$$

34. Корисна різниця температур (дослідна):

$$\Delta T_{\text{досл}} := 100$$

35. Корисна різниця температур за даних умов, С:

$$\Delta T := t_1 - t_{\text{ш}} = 350 - 95 = 255$$

36. Дійсне значення питомого навантаження поверхні шару за вологою буде:

$$\frac{\text{кг}_{\text{вол}}}{\text{м}^2 \cdot \text{год}} \quad a_f := a_{f,\text{досл}} \cdot \frac{\Delta T}{\Delta T_{\text{досл}}} = 0.75 \cdot \frac{255}{100} = 1.912$$

37. Тоді необхідна поверхня шару, при якій забезпечується ефективно видалення заданої кількості вологи:

$$\text{м}^2 \quad f_{\text{ш}} := \frac{M_{\text{в}} \cdot 3600}{a_f} = \frac{0.357 \cdot 3600}{1.912} = 672.176$$

38. Тоді з умов масообміну необхідний об'єм шару зернистого матеріалу для випаровування заданої кількості вологи:

$$\text{м}^3 \quad V_{\text{ш}} := \frac{f_{\text{ш}}}{\sigma} = \frac{672.176}{1440} = 0.467$$

39. Індекс поверхні шару:

$$\frac{\text{м}_{\text{ш}}^2}{\text{м}_{\text{ГРП}}^2} \quad i_{\text{п.ш.}} := 0.333 \cdot \sigma = 0.333 \cdot 1440 = 479.52$$

40. Необхідна поверхня газорозподільного пристрою (ГРП) буде:

$$\text{м}^2 \quad f_{\text{ГРП}} := \frac{f_{\text{ш}}}{i_{\text{п.ш.}}} = \frac{672.176}{479.52} = 1.402$$

41. Прийнята довжина та ширина секції гранулятора у зоні ГРП:

$$\text{м} \quad A_1 := 0.9 \quad B_1 := 0.5$$

42. Ширина гранулятора в зоні ГРП у випадку паралельного розташування секцій:

$$\text{м} \quad B := \frac{f_{\text{ГРП}}}{A_1} = \frac{1.402}{0.9} = 1.558$$

43. Кількість секцій гранулятора із геометричними розмірами в зоні ГРП

$A_1 \times B_1 = 0.9 \times 0.5$  м, одиниць:

$$\text{одиниць} \quad n := \frac{B}{B_1} = \frac{1.558}{0.5} = 3.116$$

44. Остаточна кількість секцій із розмірами  $A_1 \times B_1 = 0.9 \times 0.5$  м приймається з округленням до цілого значення:

$$\text{одиниць} \quad n_{\text{секцій}} := \text{ceil}(n) = \text{ceil}(3.116) = 4$$

45. Перераховуємо площу апарату на рівні ГРП:

$$\text{м}^2 \quad F_{A.\text{роб.}} := n_{\text{секцій}} \cdot A_1 \cdot B_1 = 4 \cdot 0.9 \cdot 0.5 = 1.8$$

46. Перерахунок необхідних витрат енергії, з урахуванням прийнятої кількості секцій для забезпечення робочої швидкості газу, що відповідає якісному режиму псевдозрідження при грануляції.

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_{\text{Г.робоче}} := W_{\text{р}} \cdot F_{A.\text{роб.}} = 1.526 \cdot 1.8 = 2.747$$

#### Гідравлічний розрахунок апарату

47. Гідравлічний опір шару зернистого матеріалу:

$$\text{Па} \quad \Delta P_{\text{ш}} := \rho_{\text{Г}} \cdot g \cdot H_0 \cdot (1 - \epsilon_0) = 1450 \cdot 9.81 \cdot 0.32 \cdot (1 - 0.4) = 2.731 \times 10^3$$

48. Коефіцієнт гідравлічного опору ГРП щілинного типу із коефіцієнтом живого перерізу  $\varphi=3.2\%$ :

$$\zeta := 2.41$$

49. Швидкість газу в щілинах газорозподільного пристрою із коефіцієнтом живого перерізу  $\varphi := 3.2 \%$ :

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad W_{\text{щ}} := \frac{V_{\text{Г.робоче}}}{A_1 \cdot B_1 \cdot n_{\text{секцій}} \cdot \left(\frac{\varphi}{100}\right)} = \frac{2.747}{0.9 \cdot 0.5 \cdot 4 \cdot \frac{3.2}{100}} = 47.691$$

50. Гідравлічний опір газорозподільного пристрою:

$$\text{Па} \quad \Delta P_{\text{ГРП}} := \zeta \cdot \frac{W_{\text{щ}} \cdot \rho_{\text{газ}} \cdot t_1}{2} = 2.41 \cdot \frac{47.691 \cdot 0.565}{2} = 32.469$$

51. Загальний гідравлічний опір гранулятора без врахування гідравлічного опору в штуцерах підведення та ведведення зріджувального агенту:

$$\text{Па} \quad \Sigma \Delta P := \Delta P_{\text{ш}} + \Delta P_{\text{ГРП}} = 2731 + 32.469 = 2.763 \times 10^3$$

52. Після цього обирається відповідне насосне обладнання із запасом  $\Delta P=(10\div 20\%)\Sigma \Delta P$ :

$$\text{Па} \quad \Sigma \Delta P_{\text{роб}} := 1.2 \Sigma \Delta P = 1.2 \cdot 2763 = 3.316 \times 10^3$$

53. Загальні робочі витрати енергії, кВт:

$$\text{кВт} \quad N_{\text{роб}} := V_{\text{Г.робоче}} \cdot \Sigma \Delta P_{\text{роб}} = 2.747 \cdot 3316 = 9.109 \times 10^3$$

54. Витрати енергії на 1 кг готової продукції:

$$\frac{\text{кВт}}{\text{кг продукту}} \quad J := \frac{N_{\text{роб}}}{G_2} = \frac{9109}{1000} = 9.109$$



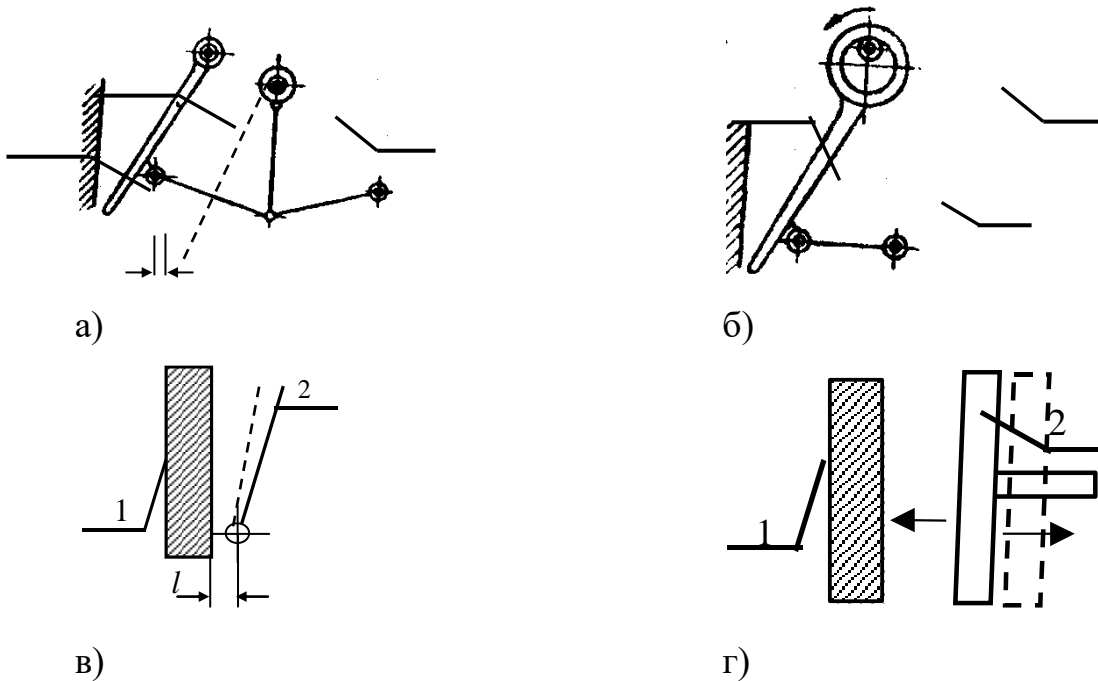
## РОЗДІЛ II. ПОДРІБНЕННЯ ТВЕРДИХ МАТЕРІАЛІВ

### 10. Розрахунок щоквої дробарки

#### 10.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій щоквих дробарок

Щокві дробарки застосовуються для великого подрібнення шматків розміром до 1000 мм. Основні діючі зусилля – роздавлення та стирання. Використовуються для подрібнення граніту при виробництві щебеню, при подрібненні карбїду кальцію, вугілля тощо. У цих дробарках матеріал подрібнюється шляхом періодичного роздавлення між двома плитами (рухомою і нерухомою щоками). Готовий продукт вільно випадає через нижню випускную щілину при відході рухливої щоки.

Щокві дробарки відрізняються за кінематичною схемою, рисунок 10.1.



*a* – з простим коливанням щоки; *б* – зі складним рухом щоки;  
*в* – з нижнім підвісом щоки; *г* – з послідовно-паралельним рухом щоки.

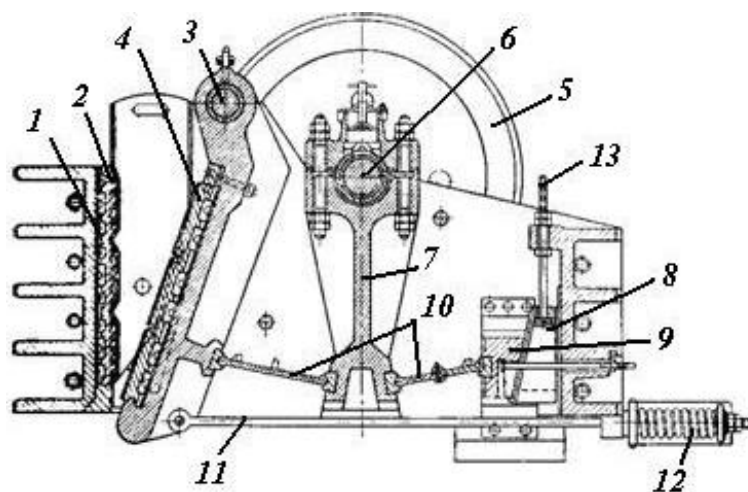
1 – нерухома щока; 2 – рухома щока; 3 – ексцентрикний вал.

**Рисунок 10.1.** Кінематичні схеми щоквих дробарок

Щоківі дробарки використовуються для подрібнення різних матеріалів, таких як бетон, асфальт, камінь, скло, кераміка, метал та інші.

Розглянемо схему роботи щоківі дробарки з верхнім підвісом, простим коливанням рухомої щоки і приводом шарнірно-підйомного типу, рисунок 10.2.

Всі частини дробарки кріпляться на станині 1, що робиться з чавуна або відливається зі сталі (у випадку дроблення великих і твердих матеріалів). У великих дробарках станина складається з декількох частин, що стягуються болтами. Перед зборкою болти нагріваються до 400°C, і при охолодженні вони щільно стягують станину. Передня стінка станини одночасно є нерухомою щокою 1. Рухома щока 4 шарнірно підвішена на вісі підвісу 3, що спирається на підшипники в станині. Щоки виробляються з сталі або чавуну. Для захисту поверхні щік, а також бічних стінок робочого простору, застосовуються футеровочні (броньові) плити 2, що сприймають великі навантаження (до 10000 Н) і виконані із зносостійкого матеріалу (відбілений чавун або марганцевиста сталь). Броньові плити робочих щік робляться ребристими, що полегшує подрібнення матеріалу.



- 1 – станина; 2 – броньована плита, 3 – шарнір підвісу рухомої щоки;  
4 – рухома щока; 5 – маховик; 6 – ексцентриковий вал; 7 – шатун;  
8, 9 – регульовальні клини; 10 – розпірна плита; 11 – тяга; 12 – пружина;  
13 – регулюючий гвинт.

**Рисунок 10.2.** Схема роботи щоківі дробарки з верхнім підвісом та простим коливанням рухомої щоки і приводом шарнірно-підйомного типу

Термін роботи броньових плит залежить від подрібнюваного матеріалу. Так, при подрібненні граніту броньована плита з марганцевистої сталі служить 7 днів, а при дробленні більш м'якого вапняку – 2 роки. Для сприйняття ударних навантажень між броньовою плитою і щокою ставиться прокладка з м'якого матеріалу (цинк, свинець іноді цемент).

Рухома щока коливається за допомогою ексцентрикового вала 6. Ексцентрик на болтах з'єднується зі сталевим шатуном 7. Нижній кінець шатуна має гнізда з вкладишами, вкладиші сталеві з цементованою поверхнею тертя. Ексцентрик 6 надає вертикального руху шатуну 7, що шарнірно зв'язаний через розпірні плити 10 з рухомою щокою 4 і регулювальними клинами 8. Розпірні плити служать для запобігання механізму від поломок, що можуть відбуватися при появі шматків металу між щоками, і передають зусилля для подрібнення. Ці плити мають ослаблену міцність (частіше задня плита). При попаданні випадкових надміцних предметів у робочий орган дробарки, плита руйнується і може бути замінена. Плити робляться з ослабленим перерізом, або з двох частин, з'єднаних спеціальними болтами. За один оберт ексцентрикового вала рухома щока підійде на задану відстань до нерухомої (робочий хід щоки) і повернеться в початкове положення (холостий хід, при якому відбувається вивантаження матеріалу). Тобто за один оберт вала щока робить одне подвійне коливання. Для дробарки з кулачковим механізмом за 1 оберт вала щока робить 2 подвійні коливання. Ширина розвантажувального отвору (шпальта) може змінюватися за допомогою зміни довжини розпірних плит або регулювальними клинами 9, що закріплюються в кожному їх положенні болтами. Повернення щоки в початкове положення виконує тяга 11 і пружина 12, що стискується при робочому ході. Для пом'якшення навантаження на ексцентриковий вал встановлюють два маховики 5, що накопичують енергію при холостому ході. Один з них служить шківом клинопасової передачі. Розмір завантажувального отвору дробарок змінюється від 150×100 мм до 2100×1500 мм при продуктивності від 1 до 700 т/год., ширина шпальта для вивантаження – 25÷300 мм.

Основні сфери промисловості, де застосовуються шокові дробарки, включають:

1. Гірничодобувна промисловість – для розмелювання каменю, руди, вугілля та інших матеріалів, що видобуваються з надр землі.
2. Будівельна промисловість – для подрібнення бетону, кераміки, скла, каменю та інших матеріалів, що використовуються в будівельному виробництві.
3. Машинобудівна промисловість – для розмелювання металів, таких як сталь, алюміній, мідь, латунь та інші, для виробництва різних компонентів та деталей машин.
4. Харчова промисловість – для подрібнення харчових продуктів, таких як зерно, цукор, спеції, кава та інші, для виробництва продуктів харчування.
5. Фармацевтична промисловість – для подрібнення різних видів лікарських речовин та інших матеріалів, що використовуються в фармацевтичному виробництві.

Основні матеріали, які подрібнюють у шокових дробарках, такі як бетон та камінь, мають високу межу міцності та модуль пружності. Наприклад, межа міцності бетону зазвичай становить від 20 до 50 МПа, а модуль пружності – близько 30 ГПа. Для каменю межа міцності зазвичай є більшою, і може становити до 100 МПа, а модуль пружності близько 50 ГПа.

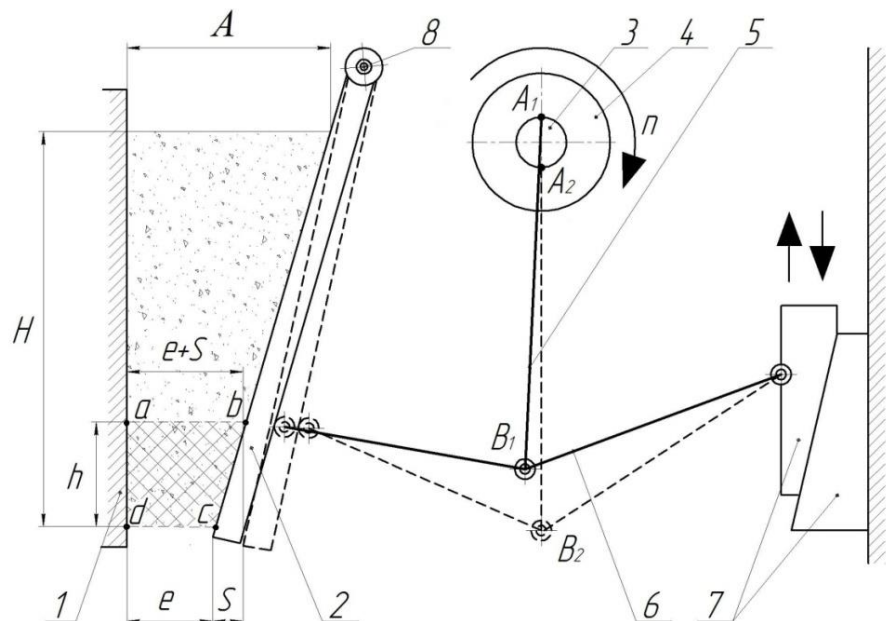
Метали також можуть бути подрібнені в шокових дробарках, але для них межа міцності та модуль пружності зазвичай є ще більшими. Наприклад, межа міцності сталі може становити більше 400 МПа, а модуль пружності – близько 200 ГПа.

## 10.2. Методика розрахунку щоквої дробарки

### Вихідні дані:

Продуктивність, т/год	$G$ ;
Найбільший початковий розмір шматків матеріалу, м	$d_{п}$ ;
Довжина завантажувального отвору та розвантажувального (шпальта), м	$B$ ;
Ширина завантажувального отвору, м	$A$ ;
Ширина розвантажувального отвору (шпальта), мм	$e$ ;
Хід щоки, м	$s$ ;
Коефіцієнт розрихлення матеріалу	$a$ ;
Густина матеріалу, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{т}$ ;
Межа міцності матеріалу на стискання, МПа	$\sigma$ ;
Модуль пружності матеріалу, МПа	$E$ ;
Коефіцієнт тертя	$f$ .

Завдання та вихідні дані до розрахунку наведено у додатку 1.10, таблиці Д1.10. Розрахункову схему щоквої дробарки наведено на рисунку 10.3.



- 1 – нерухома щока; 2 – рухома щока; 3 – ексцентриковий вал; 4 – маховик;  
 5 – шатун; 6 – ексцентриковий вал; 7 – регулювальні клини;  
 8 – шарнір підвісу рухомої щоки

**Рисунок 10.3.** Розрахункова схема щоквої дробарки

Визначення частоти обертання ексцентрикового вала (частоти подвійних коливань).

Кут тертя, град:

$$\rho = \arctg f$$

Кут захоплення, град:

$$\alpha \leq 2\rho$$

Значення кута захоплення приймається в межах  $15^\circ \leq \alpha \leq 32^\circ$  (ціле значення).

Час відходу рухомої щоки має дорівнювати часу вивантаження матеріалу:

$$\tau_{\text{відх.}} = \tau_{\text{вив.}} \quad (10.1)$$

Час вивантаження матеріалу, с:

$$\tau_{\text{вив.}} = \sqrt{\frac{2h}{g}} \quad (10.2)$$

Час відходу рухомої щоки із положення 1 у положення 2 (хід щоки), с:

$$\tau_{\text{відх.}} = \frac{160}{2n} \quad (10.3)$$

Після підстановки (10.2) та (10.3) у (10.1) отримаємо:

$$\frac{160}{2n} = \sqrt{\frac{2h}{g}} \quad (10.4)$$

З рівняння (10.4) критична частота обертання ексцентрикового вала (частота подвійних коливань), об/хв:

$$n_{\text{кр.}} = \frac{30}{\sqrt{\frac{2h}{g}}}, \quad (10.5)$$

де  $h$  – висота падіння подрібненого матеріалу ( $ad$ ). Визначається через хід щоки  $s$  і кут захоплення  $\alpha$ , м:

$$h = \frac{s}{\text{tg}\alpha} \quad (10.6)$$

Після підстановки (10.6) у (10.5) отримаємо, об/хв.:

$$n_{кр.} = 66.5 \sqrt{\frac{\operatorname{tg} \alpha}{s}}$$

Робоча частота обертання ексцентрикового вала приймається  $n_p \leq n_{кр.}$ , у іншому випадку при  $n_p > n_{кр.}$  не виконуватиметься золоте правило подрібнення, так як  $\tau_{відх.} < \tau_{пад.}$ , тобто подрібнений матеріал не буде повністю висипатися і повторно здрибнюватися.

Визначення продуктивності дробарки із заданими розмірами та необхідної їх кількості для забезпечення заданої продуктивності

Розрахункову схему до визначення об'ємної продуктивності щоквої дробарки наведено на рисунку 10.4, де:

- висота падіння –  $h = ad$ ;
- ширина шпальта –  $e = dc$ ;
- максимальний діаметр подрібненого матеріалу –  $d_{max} = e + s = ab$ .

Середній розмір частинок після подрібнення, м:

$$d_{сер} = \frac{2e + s}{2}$$

Тоді ступінь подрібнення:

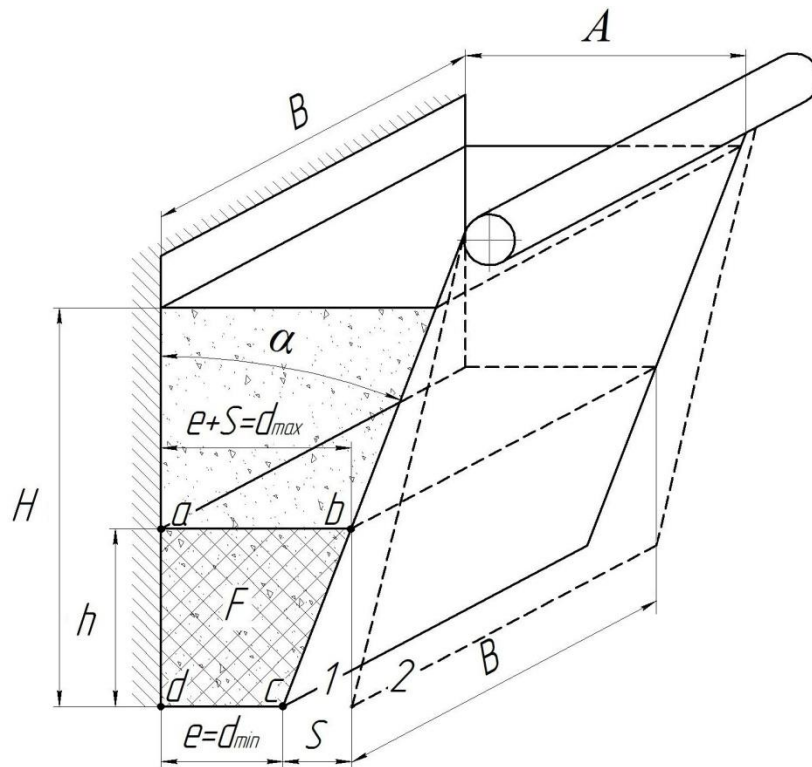
$$i = \frac{d_{п}}{d_{сер}}$$

Приймається, що за один оберт ексцентрикового вала з дробарки випадає призма матеріалу, тоді об'єм подрібненого матеріалу, м<sup>3</sup>:

$$V = FB, \tag{10.7}$$

де  $F$  – площа основи призми матеріалу. Приймаємо, що в основі призми лежить трапеція  $abcd$ , рисунок 10.4, тоді площа основи, м<sup>2</sup>:

$$F = \frac{ab + cd}{2} ad = \frac{(e + s) + e}{2} h, \tag{10.8}$$



**Рисунок 10.4.** Розрахункова схема до визначення об'ємної продуктивності щоквої дробарки

Після підстановки (10.8) у (10.7) отримаємо об'єм подрібненого матеріалу, що вивантажується з камери дробарки під дією сили тяжіння за 1 повний оберт ексцентрикового вала, м<sup>3</sup>:

$$V = \frac{2e + s}{2} hB$$

Об'ємна продуктивність щоквої дробарки, м<sup>3</sup>/год:

$$V_r = aVn_p.$$

де  $n_p$  підставляється в об/год.

Масова продуктивність однієї дробарки, т/год:

$$G_1 = \frac{an_p \cdot 60 d_{\text{сер}} s B \rho_T \cdot 10^{-3}}{\text{tg} \alpha}$$

де  $n_p$  підставляється в об/год,  $\rho_T$  підставляється в т/м<sup>3</sup>.

Необхідна кількість дробарок, одиниць:

$$m = \frac{G_{\text{зад}}}{G_1}$$



Кількість дробарок  $m$  приймається з округленням до цілого числа.

Визначення витрат енергії на процес подрібнення

Для розрахунку витрат потужності на подрібнення у шоковій дробарці обґрунтованого аналітичного розрахунку немає. На практиці під час вибору двигуна користуються дослідними даними та даними каталогів заводів-виробників. Орієнтовно потужність двигуна можна визначати за формулою, Вт:

$$N = 0.2564 \frac{\sigma^2 n_p B (d_{\text{п}}^2 - d_{\text{сер}}^2)}{E}$$

де  $n_p$  підставляється в об/с.

Реальна потужність двигуна з урахуванням запасу 0.25%, кВт:

$$N_{\text{двиг.}} = 1.25N$$

Загальна потужність дробарки, кВт:

$$N_{\text{заг.}} = mN_{\text{двиг.}}$$

Енергія, що затрачається на 1 кілограм готового продукту, Вт/кг:

$$J = \frac{N_{\text{заг.}}}{G_{\text{зад}}}$$

де  $G_{\text{зад}}$  підставляється в кг/с

### 10.3. Приклад програмного розрахунку шокової дробарки в *Mathcad*

#### Вихідні дані:

Задана продуктивність:

$$\frac{\text{т}}{\text{год}} \quad G_{\text{зад.}} := 140$$

Найбільший початковий розмір шматків матеріалу:

$$\text{м} \quad d_{\Pi} := 650 \cdot 10^{-3}$$

Довжина завантажувального отвору та розвантажувального (шпальта):

$$\text{м} \quad B := 1$$

Ширина завантажувального отвору:

$$\text{м} \quad A := 0.8$$

Ширина розвантажувального отвору (шпальта):

$$\text{м} \quad e := 120 \cdot 10^{-3}$$

Хід щоки, м

$$\text{м} \quad s_1 := 30 \cdot 10^{-3}$$

Коефіцієнт розрихлення матеріалу:

$$\text{м} \quad a := 0.3$$

Густина матеріалу:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\text{T}} := 2690$$

Межа міцності матеріалу на стискання:

$$\text{Па} \quad \sigma := 40 \cdot 10^6$$

Модуль пружності матеріалу:

$$\text{Па} \quad E := 30 \cdot 10^9$$

Коефіцієнт тертя:

$$f := 0.14$$

#### Розрахунки

*Визначення частоти обертання ексцентрикового вала  
(частоти подвійних коливань)*

1. Кут тертя:

$$\text{град} \quad \rho := \text{atan}(f) \cdot \frac{\text{rad}}{\text{deg}} = \text{atan}(0.14) \cdot \frac{\text{rad}}{\text{deg}} = 7.97$$

2. Кут захоплення матеріалу:

$$\text{град} \quad \alpha := 2 \cdot \rho = 2 \cdot 7.97 = 15.94$$

2.1. Приймаємо ціле значення кута захоплення матеріалу:

$$\text{град} \quad \alpha := \text{ceil}(\alpha) = \text{ceil}(15.94) = 16$$

2.2. Перевірка умови та остаточний вибір кута захоплення матеріалу:

$$\text{град} \quad \alpha_1 := \begin{cases} \alpha & \text{if } 15 \leq \alpha \leq 32 = 16 \\ 15 & \text{if } \alpha < 15 \\ 32 & \text{if } \alpha > 32 \end{cases}$$

3. Висота падіння подрібненого матеріалу:

$$\text{м} \quad h := \frac{s_1}{\tan(\alpha_1 \cdot \text{deg})} = \frac{30 \cdot 10^{-3}}{\tan(16 \cdot \text{deg})} = 0.105$$

4. Критична частота обертання ексцентрикового вала (подвійних коливань рухомої шоби):

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} \quad n_{\text{кр}} := 66.5 \cdot \sqrt{\frac{\tan(\alpha_1 \cdot \text{deg})}{s_1}} = 66.5 \cdot \sqrt{\frac{\tan(16 \cdot \text{deg})}{30 \cdot 10^{-3}}} = 205.593$$

5. Робоча частота обертання ексцентрикового вала (подвійних коливань рухомої шоби):

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} \quad n_p := \text{floor}(n_{\text{кр}}) = 205$$

Визначення продуктивності дробарки із заданими розмірами та необхідної їх кількості для забезпечення заданої продуктивності

6. Середній розмір частинок матеріалу, що подрібнилися:

$$\text{м} \quad d_{\text{сер}} := \frac{2 \cdot e + s_1}{2} = \frac{2 \cdot 120 \cdot 10^{-3} + 30 \cdot 10^{-3}}{2} = 0.135$$

7. Ступінь подрібнення матеріалу:

$$i := \frac{d_{\text{п}}}{d_{\text{сер}}} = \frac{650 \cdot 10^{-3}}{0.135} = 4.815$$

8. Об'єм подрібненого матеріалу, що випадає за один оберт ексцентрикового вала з дробарки:

$$\text{м}^3 \quad V := \frac{(e + s_1) + e}{2} \cdot h \cdot B = \frac{e + 30 \cdot 10^{-3} + e}{2} \cdot 0.105 = 0.287$$

9. Об'ємна продуктивність шоквої дробарки:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{год}} V_r := a \cdot V \cdot n_p \cdot 60 = 0.3 \cdot 0.287 \cdot 205 \cdot 60 = 1.059 \times 10^3$$

10. Масова продуктивність однієї дробарки:

$$\frac{\text{т}}{\text{год}} G_1 := \frac{a \cdot n_p \cdot 60 \cdot d_{\text{сер}} \cdot s_1 \cdot B \cdot \frac{\rho_r}{1000}}{\tan(\alpha_1 \cdot \text{deg})} = \frac{0.3 \cdot 205 \cdot 60 \cdot 0.135 \cdot 30 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{2690}{1000}}{\tan(16 \cdot \text{deg})} = 140.197$$

11. Необхідна кількість дробарок для забезпечення заданої продуктивності, одиниць:

$$m_{\text{розрах}} := \frac{G_{\text{зад.}}}{G_1} = \frac{140}{140.197} = 0.999$$

11.1. Прийнята кількість дробарок для забезпечення заданої продуктивності, одиниць:

$$m := \text{ceil}(m_{\text{розрах}}) = 1$$

12. Орієнтовна необхідна потужність двигуна:

$$\text{Вт } N := 0.2564 \cdot \frac{\sigma^2 \cdot \frac{n_p}{60} \cdot B \cdot (d_{\text{п}}^2 - d_{\text{сер}}^2)}{E} = 1.889 \times 10^4$$

13. Реальна потужність двигуна з урахуванням запасу 0.25%:

$$\text{Вт } N_{\text{двиг}} := 1.25 \cdot N = 1.25 \cdot 1.889 \cdot 10^4 = 2.361 \times 10^4$$

Загальна потужність, що затрачається на роботу прийнятої кількості дробарок:

$$\text{Вт } N_{\text{заг}} := m \cdot N_{\text{двиг}} = 2.361 \cdot 10^4 = 2.361 \times 10^4$$

Кількість енергії, що затрачається на кілограм готового продукту:

$$\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} J := \frac{N_{\text{заг}}}{G_{\text{зад.}} \cdot \frac{1000}{3600}} = \frac{2.361 \cdot 10^4}{140 \cdot \frac{1000}{3600}} = 607.114$$

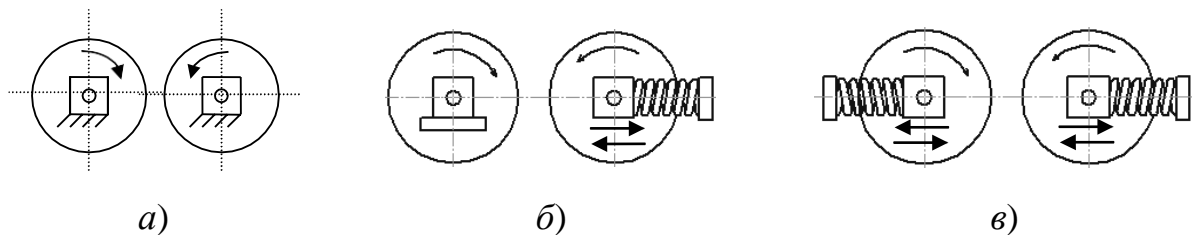
## 11. Розрахунок валкової дробарки

### 11.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій валкових дробарок

Валкові дробарки застосовуються для середнього і дрібного подрібнення матеріалів. Матеріал подрібнюється двома валками, що обертаються назустріч один одному. Валки бувають гладкими, рифленими і зубчатыми. В перших подрібнення матеріалу відбувається роздавлюванням і частково стиранням, в інших – розколюванням і частково стиранням.

Валкові дробарки можуть бути з одним валком (подрібнення між зубчатим валком і колосниковими ґратами), з двома валками, з двома чи трьома парами валків для підвищення ступеня подрібнення (усі валки кріпляться на одній станині).

За конструктивним оформленням валкові дробарки, рисунок 11.1, розрізняються: з нерухомими підшипниками обох валків, рисунок 11.1 *а*; з рухомим підшипником одного валка, рисунок 11.1 *б*; з рухомими підшипниками обох валків, рисунок 11.1 *в*.



*а* – з нерухомими підшипниками обох валків; *б* – з рухомим підшипником одного валка; *в* – з рухомими підшипниками обох валків

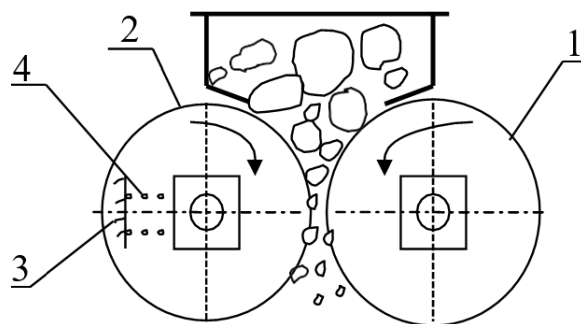
**Рисунок 3.1.** Конструктивне оформлення валкових дробарок

Перший тип дробарок найменш розповсюджений внаслідок частого руйнування деталей при попаданні між валками предметів, які не подрібнюються. Однак із введенням запобіжних болтів, що зрізуються, ці валки отримали найбільше поширення. У валкових дробарках на рисунках 11.1 *б* та 11.1 *в* запобіжні пружини стискаються, дозволяючи валку відійти вбік і пропустити предмет, що не подрібнюється, у щілину.

Гладенькі валки виготовляються з чавуна і футеруються бандажами з марганцевистої чи вуглецевої сталі в залежності від твердості подрібнюваного матеріалу. Привід валків здійснюється за допомогою пасової передачі. Кожен валок має окремий привід. В інших конструкціях привід має тільки один валок, а другий валок приводиться від першого через циліндричну пару зубчатих шестірень. Ці шестірні мають подовжені зуби, що не виходять із зачеплення при відході рухливого валка. Ступінь подрібнення  $i=3\div 4$  (для твердих матеріалів) та  $i=10\div 15$  (для м'яких матеріалів і матеріалів середньої твердості). Розмір шматків після подрібнення  $d\approx 2\div 10$  мм. Діаметр валків  $400\div 1500$  мм, ширина  $250\div 600$  мм. Продуктивність – до 200 т/год. Лінійна швидкість обертання валка –  $2\div 8$  м/с.

Початковий матеріал надходить у валкову дробарку, рисунок 11.2, втягується парою гладких циліндричних валків 1, 2, що рухаються назустріч один одному.

Валки розташовані на підшипниках в корпусі 3, причому валок 1 нерухомо закріплений на станині, а валок 2 – в підшипниках ковзання, які утримуються в заданому положенні за рахунок пружини 4. При попаданні твердого стороннього предмета у дробарку рухомий валок відходить від нерухомого, збільшуючи відстань між ними, і предмет випадає з дробарки без її пошкодження.



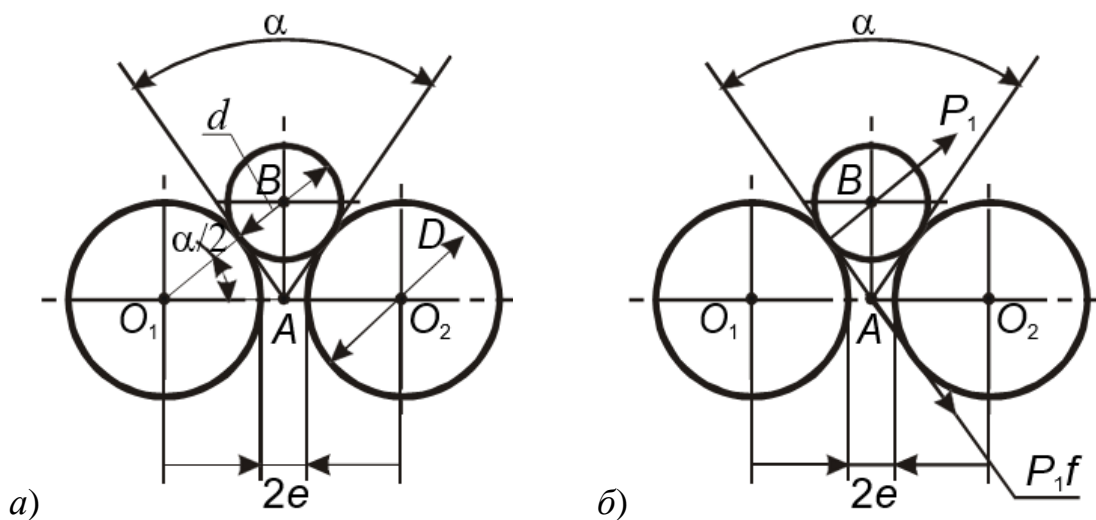
1, 2 – валки; 3 – корпус; 4 – пружина

**Рисунок 11.2.** Схема валкової дробарки

*Кут захоплення* – це кут, утворений двома дотичними, проведеними через точки дотику матеріалу до поверхні валка, рисунок 11.3 б. У цих точках діють

сила нормального тиску  $P_1$ , нормаль до неї і напрямлена вниз – сила тертя  $P_1f$ . За аналогією з щокровою дробаркою умова втягування матеріалу:  $\alpha \leq 2\rho$ . Зазвичай приймається  $\alpha = 32 \div 48^\circ$ , що відповідає  $f = 0.3 \div 0.45$ . Кут захоплення залежить від діаметра валків, від діаметра шматка матеріалу і відстані між валками –  $2e$ .

Кут захоплення зменшується при збільшенні діаметра валків, зменшенні діаметра шматків матеріалу, збільшенні відстані між валками.



**Рисунок 3.3.** Схема розрахунку технологічних характеристик валкової дробарки

*Розміри валків.* Для матеріалів середньої твердості при  $f \approx 0.3$ ;  $\rho \approx 16^\circ$  і  $\alpha \approx 32^\circ$ . Ступінь подрібнення  $i = d/(2e) \approx 4$ , тоді  $D \approx 18d$ . Практично для твердих порід визначається, як  $D = (18 \div 22)d$ .

Тобто, для дробарок із гладенькими валками розмір матеріалу, що надходить, повинен бути в 20 разів менше діаметра валків, що обмежує застосування цих дробарок.

Для зубчатих дробарок  $D = (1.5 \div 4.5)d$ . Довжина валків визначається, як  $L = (0.3 \div 0.7)D$ .

Граничне число обертів  $n$  визначають, виходячи із неприпустимості відставання матеріалу від поверхні валків, що призводить до зменшення продуктивності дробарки. Практичне значення числа обертів валків зменшують на 10  $\div$  15% від  $n_{\max}$ .

*Продуктивність валкових дробарок.* При безперервній подачі матеріалу з дробарки виходить стрічка подрібненого продукту товщиною  $s=2e$  (відстань між валками) і шириною  $b = L$  (ширина валка). Якщо швидкість стрічки  $W$ , м/с, то об'ємна продуктивність  $[m^3/c]$  суцільного матеріалу дорівнює  $V=2eLW$ .

Вважається, що швидкість стрічки дорівнює лінійній швидкості валків.

*Витрати потужності.* Потужність у валковій дробарці витрачається на подрібнення, тертя матеріалу з валками і тертя в підшипниках. При розрахунках користуються даними відповідних каталогів. Орієнтовно для гладеньких валків питомі витрати потужності становлять  $1.3\div 3$  кВт на  $1 m^3$  подрібнюваного матеріалу, кВт.

Основні сфери промисловості, на яких використовуються валкові дробарки, включають:

1. Металургійна промисловість – для обробки металевих матеріалів, таких як сталь, алюміній, мідь, титан та інші, для виготовлення пластин, прутків, труб та інших виробів.
2. Хімічна промисловість – для подрібнення різних хімічних речовин, таких як крейда, вапняк, сода, хлорид натрію та інші, для виробництва різних хімічних продуктів.
3. Фармацевтична промисловість – для подрібнення лікарських речовин, таких як таблетки, капсули та інші форми лікарських засобів.
4. Харчова промисловість – для подрібнення харчових продуктів, таких як зерно, цукор, спеції, сировина для виробництва хліба та інші.
5. Паперова промисловість – для подрібнення деревної сировини, що використовується для виробництва паперу та картону.
6. Виробництво будівельних матеріалів – для подрібнення різних матеріалів, таких як глина, кераміка, цегла та інші, для виробництва будівельних матеріалів.
7. Виробництво електроніки – для подрібнення різних матеріалів, що використовуються в електронних компонентах, таких як кремній, металеві порошки, полімери та інші, що використовуються для виробництва



різноманітних електронних пристроїв, включаючи мікросхеми, транзистори, датчики, сонячні панелі та інші.

8. Виробництво автомобілів – для подрібнення металів та інших матеріалів, що використовуються в автомобільній промисловості, для виробництва різних деталей та компонентів, таких як кузови, двигуни, рами та інші.

9. Виробництво пластмас – для подрібнення пластмас та полімерів, що використовуються в різних промислових сферах, включаючи автомобільну, електронну, будівельну та інші галузі промисловості.

10. Енергетична промисловість – для подрібнення різних матеріалів, що використовуються в енергетичній промисловості, включаючи вугілля, нафту, газ та інші, для підготовки палива для енергетичних установок та електростанцій.

Основні матеріали, які зазвичай подрібнюють у валкових дробарках: вугілля, руди, цемент, скло, кераміка, метал та інші.

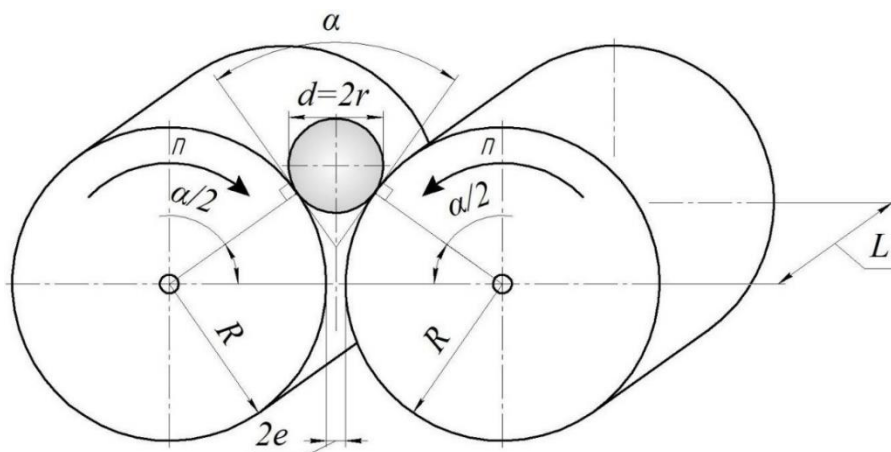
Межа міцності вугілля зазвичай досить низька і становить близько 1-2 МПа, а модуль пружності – близько 0,1 ГПа. Для руди значення межі міцності та модуля пружності можуть варіюватись в залежності від конкретного типу руди. Наприклад, межа міцності залізної руди може становити до 300 МПа, а модуль пружності – близько 200 ГПа. Цемент може також бути подрібнюваний у валкових дробарках. Межа міцності цементу зазвичай становить близько 50 МПа, а модуль пружності – близько 20 ГПа. Межа міцності сталі залежить від її типу та складу і може бути в діапазоні від 200 до 1000 МПа. Модуль пружності сталі зазвичай становить близько 200 ГПа. Вугілля також можна подрібнювати у валкових дробарках.

## 11.2. Методика розрахунку валкової дробарки

### Вихідні дані:

Задана продуктивність, т/год	$G_{\text{зад.}}$
Діаметр вихідних частинок, що подаються на подрібнення м	$d_{\text{п.}}$
Густина подрібнюваного матеріалу, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{\text{т.}}$
Межа міцності матеріалу, МПа	$\sigma$
Модуль пружності матеріалу, МПа	$E$
Коефіцієнт тертя матеріалу об валки	$f$
Заданий ступінь подрібнення матеріалу	$i$
Коефіцієнт розрихлення матеріалу	$\mu$
Коефіцієнт корисної дії	$\eta$

Вихідні дані до розрахунку наведено у додатку 1.11, таблиці Д1.11. Розрахункову схему валкової дробарки наведено на рисунку 11.4.



**Рисунок 11.4.** Розрахункова схема валкової дробарки

Визначення розмірів та частоти обертання валків.

Кут захоплення залежить від діаметра валків, діаметра шматка матеріалу і відстані між валками  $2e$  (зазвичай приймають  $32 \div 48^\circ$ , що відповідає  $f=0.3 \div 0.45$ ).

Кінцевий діаметр частинок, здрибнених до необхідного ступеня подрібнення, м:

$$d_{\text{к}} \leq \frac{d_{\text{п}}}{i}$$

Зазор між валками, рисунок 11.4,  $2e=d_k$ , тоді половина зазору, м:

$$e \leq \frac{d_k}{2}$$

Діаметр валків, м:

$$D' = \frac{d_n \cos\left(\frac{\alpha}{2}\right) - 2e}{1 - \cos\left(\frac{\alpha}{2}\right)}$$

Дійсне значення діаметра валків  $D$  отримують округленням  $D'$  до більшого з ряду, м: 0.2; 0.3; 0.4; 0.5; 0.6; 0.7; 0.8; 0.9; 1.0; 1.1; 1.2; 1.3; 1.4; 1.5.

На практиці для дробарок із гладкими валками (при подрібненні твердих порід, коли кут тертя  $\rho \approx 16^\circ$  та кут захоплення  $\alpha = 32^\circ$ ) найбільший діаметр шматків у  $18 \div 22$  рази менше, тобто:

$$\frac{D}{d_n} = 18 \div 22$$

Для зубчастих дробарок:

$$\frac{D}{d_n} = 1.5 \div 4.5$$

Довжина валка, м:

$$L = 0.7D$$

Граничне число обертів валків, об/хв:

$$n_{\max} \leq 616 \sqrt{\frac{f}{\rho_T d_n D}}$$

Унаслідок перевищення граничного числа обертів валків виникає відцентрова сила, яка зменшує коефіцієнт тертя, тому робоча частота обертання валків приймається меншою на  $10 \div 15\%$ , об./хв.:

$$n = 0.85n_{\max}$$

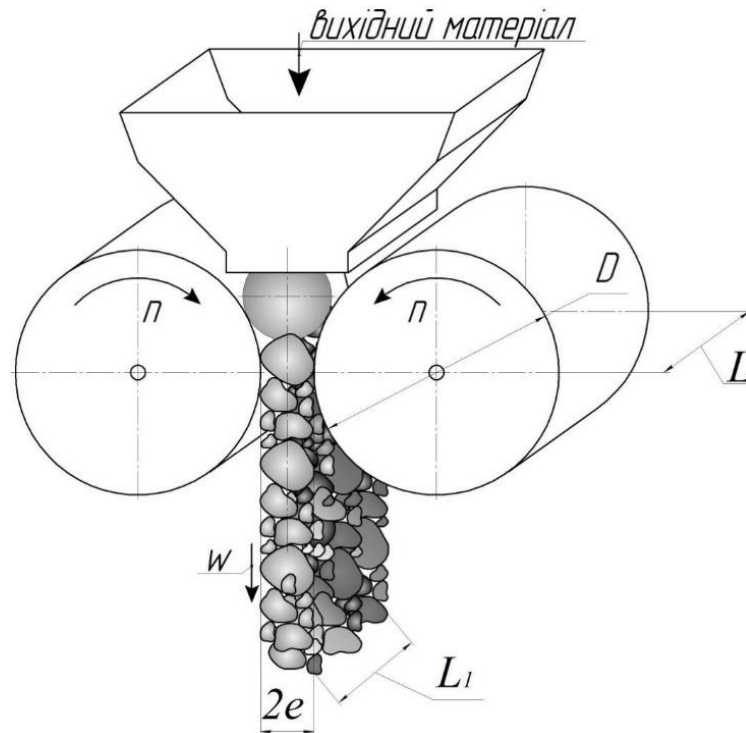
### Визначення продуктивності дробарки

Колова швидкість обертання валків, м/с:

$$w = \pi D n$$

де  $n$  підставляється в об/с.

Схему до визначення об'ємної продуктивності наведено на рисунку 11.5.



**Рисунок 11.5.** Схема до визначення об'ємної продуктивності валкової дробарки

Об'ємна продуктивність валкової дробарки, якщо вважати, що із зазору між валками виходить стрічка подрібненого матеріалу, рисунок 11.5, товщиною  $2e$  і шириною  $L$ , м<sup>3</sup>/с:

$$V = w2eL\omega$$

Масова продуктивність дробарки, кг/с:

$$G = V\rho_T$$

Необхідна кількість дробарок, одиниць:

$$m = \frac{G_{\text{зад.}}}{G_1}$$

де  $G_{\text{зад.}}$  підставляється в кг/с.

Кількість дробарок  $m$  приймається з округленням до одиниць або при незначному перевищенні цілого числа (при  $m \leq 1.5$ ) для забезпечення більш ефективного використання дробарки приймається інший кут захоплення матеріалу за рахунок зміни діаметру валків та виконується повторний перерахунок.

Визначення витрат енергії на подрібнення 1 кг подрібненого матеріалу

Споживча потужність у валковій дробарці витрачається на роботу подрібнення, тертя матеріалу з валками та тертя у підшипниках. Потужність привода дробарки, кВт:

$$N = \frac{G_1 \sigma^2}{4E \rho_T \eta}$$

Загальна потужність валкових дробарок, кВт:

$$N_{\text{заг}} = Nm$$

Енергія, що затрачається на 1 кілограм готового продукту, кВт/кг:

$$J = \frac{N_{\text{заг}}}{G_{\text{зад}}}$$

### 11.3. Приклад програми розрахунку валкової дробарки в *Mathcad*

#### Вихідні дані:

Задана продуктивність:

$$\frac{\text{т}}{\text{год}} \quad G_{\text{зад}} := 30$$

Найбільший початковий розмір шматків матеріалу:

$$\text{м} \quad d_{\text{П}} := 40 \cdot 10^{-3}$$

Густина матеріалу:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\text{Т}} := 1700$$

Межа міцності матеріалу:

$$\text{Па} \quad \sigma := 100 \cdot 10^6$$

Модуль пружності матеріалу:

$$\text{Па} \quad E := 90 \cdot 10^9$$

Коефіцієнт тертя:

$$f := 0.3$$

Коефіцієнт розрихлення матеріалу:

$$\text{м} \quad \mu := 0.35$$

Заданий ступінь подрібнення:

$$i := 4$$

Коефіцієнт корисної дії

$$\eta := 0.82$$

#### Розрахунки

##### Визначення розмірів та частоти обертання валків

1. Приймаємо кут захоплення

$$f_{\text{дано}} := (0.3 \quad 0.45)^{\text{T}}$$

$$\alpha_{\text{дано}} := (32 \quad 48)^{\text{T}}$$

$$\text{град} \quad \alpha := \text{floor}(\text{linterp}(f_{\text{дано}}, \alpha_{\text{дано}}, f)) = 32$$

2. Кінцевий діаметр частинок, здрібнених до необхідного ступеня подрібнення:

$$\text{м} \quad d_{\text{К}} := \frac{d_{\text{П}}}{i} = \frac{40 \cdot 10^{-3}}{4} = 0.01$$

3. Половина зазору між валками:

$$m \quad e := \frac{d_k}{2} = \frac{0.01}{2} = 5 \times 10^{-3}$$

4. Діаметр валків:

$$m \quad D' := \frac{d_{\Pi} \cdot \cos\left(\frac{\alpha \cdot \text{deg}}{2}\right) - 2 \cdot e}{1 - \cos\left(\frac{\alpha \cdot \text{deg}}{2}\right)} = \frac{40 \cdot 10^{-3} \cdot \cos\left(\frac{32 \cdot \text{deg}}{2}\right) - 2 \cdot 0.005}{1 - \cos\left(\frac{32 \cdot \text{deg}}{2}\right)} = 0.734$$

5. Приймаємо дійсне значення валків (із точністю до дециметрів):

$$m \quad D := \frac{\text{ceil}(D' \cdot 10)}{10} = \frac{\text{ceil}(0.73442729429332954 \cdot 10)}{10} = 0.8$$

6. На практиці найбільший діаметр шматків у 18÷22 рази менше діаметра валків, тому робиться перевірка умови:

$$\frac{D}{d_{\Pi}} = \frac{0.8}{40 \cdot 10^{-3}} = 20$$

7. Довжина валка:

$$m \quad L := 0.7 \cdot D = 0.7 \cdot 0.8 = 0.56$$

8. Граничне число обертів валків:

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} \quad n_{\max} := 616 \cdot \sqrt{\frac{f}{\rho_T \cdot d_{\Pi} \cdot D}} = 616 \cdot \sqrt{\frac{0.3}{1700 \cdot 40 \cdot 10^{-3} \cdot 0.8}} = 45.745$$

9. Робоча частота обертів валків:

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} \quad n := \text{floor}(0.85 \cdot n_{\max}) = \text{floor}(0.85 \cdot 45.745) = 38$$

### Визначення продуктивності дробарки

10. Колова швидкість обертання валків:

$$\frac{m}{c} \quad w := \pi \cdot D \cdot \frac{n}{60} = 3.14 \cdot 0.8 \cdot \frac{38}{60} = 1.591$$

11. Об'ємна продуктивність валкової дробарки, якщо вважати, що з неї виходить стрічка подрібненого продукту товщиною 2·e і шириною L, м<sup>3</sup>/год:

$$\frac{m^3}{c} \quad V := w \cdot 2 \cdot e \cdot L \cdot \mu = 1.591 \cdot 2 \cdot 0.005 \cdot 0.56 \cdot 0.35 = 3.118 \times 10^{-3}$$

12. Масова продуктивність дробарки:

$$\frac{\text{кг}}{\text{с}} \quad G_1 := V \cdot \rho_T = 3.118 \cdot 10^{-3} \cdot 1700 = 5.301$$

13. Необхідна кількість дробарок, одиниць

$$m := \text{ceil} \left( \frac{G_{\text{зад}} \cdot \frac{1000}{3600}}{G_1} \right) = \text{ceil} \left( \frac{30 \cdot \frac{1000}{3600}}{5.301} \right) = 2$$

Визначення витрат енергії на подрібнення 1 кг подрібненого матеріалу

14. Потужність привода дробарки:

$$\text{Вт} \quad N := \frac{G_1 \cdot \frac{1000}{3600} \cdot \sigma^2}{4 \cdot E \cdot \rho_T \cdot 10^{-3} \cdot \eta} = \frac{5.301 \cdot \frac{1000}{3600} \cdot (100 \cdot 10^6)^2}{4 \cdot 90 \cdot 10^9 \cdot 1700 \cdot 10^{-3} \cdot 0.82} = 2.934 \times 10^4$$

15. Загальна потужність прийнятої кількості валкових дробарок:

$$\text{Вт} \quad N_{\text{заг}} := N \cdot m = 2.934 \cdot 10^4 \cdot 2 = 5.868 \times 10^4$$

16. Кількість енергії, що затрачається на 1 кг готового продукту:

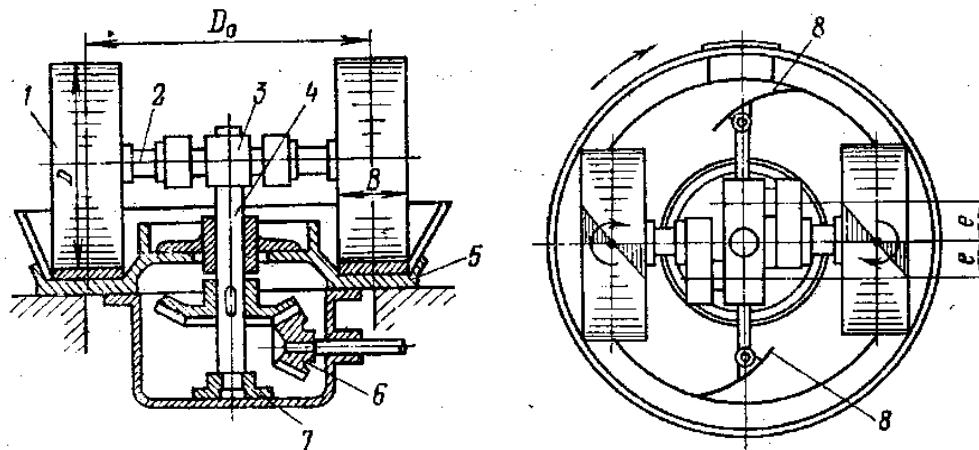
$$\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \quad J := \frac{N_{\text{заг}}}{G_{\text{зад}}} = \frac{58680}{30} = 1.956 \times 10^3$$



## 12. Розрахунок бігунів

### 12.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкції бігунів

Бігуни призначені для дрібного і тонкого подрібнення. Принцип дії полягає в подрібненні роздавлюванням і стиранням між циліндричною поверхнею котків і плоскою поверхнею чаші. Розглянемо схему бігунів, рисунок 12.1. Котки бігунів 1 – за допомогою кривошипів 2 з'єднуються з вертикальним валком 3. Котки всією своєю масою опираються на матеріал, що лежить у чаші 5 і можуть вільно підніматися при збільшенні шару матеріалу, або наявності в чаші шматків металу чи інших предметів, які не подрібнюються. Кривошипний механізм захищає систему приводів котків від руйнування.



1 – коток; 2 – кривошип; 3 – вертикальний вал; 4 – центральний вал;  
5 – чаша; 6 – шестірня; 7 – підп'ятник; 8 – шкребки

**Рисунок 12.1.** Конструктивна схема бігунів

При обертанні вертикального валу котки рухаються по чаші, обертаючись як навколо вертикального вала, так і навколо горизонтальної осі. Шкребки 8 зчищають видавлений матеріал зі стінок чаші і підгортають його під котки. Маса котків досягає 6÷7 т при діаметрі  $D = 1200 \div 800$  мм.

Бігуни бувають періодичної й безперервної дії, сухого або мокрого подрібнення, можуть застосовуватися тільки для подрібнення або для перемішування, а також для розмелювання волокнистих матеріалів.

За конструктивним оформленням бігуни можуть бути з нерухомою чи з обертовою чашею. В останньому випадку котки обертаються тільки навколо горизонтальної осі.

Котки бувають металевими або кам'яними (із граніту). Останній випадок має місце, коли неприпустиме надходження шматків металу, іржі і т.д. у готовий продукт. Металеві котки складаються з корпусу, на який надівається чавунний бандаж з “відбіленою” поверхнею, що прикріплюється на корпусі за допомогою клинів. Бандаж являє собою броньову плиту за аналогією з шоковою дробаркою. Привід у бігунів може бути як верхній, так і нижній. Швидкість обертання вертикального вала – від 15 до 30 об/хв. У випадку швидкохідних бігунів  $n=50$  об/хв.

Обмеження числа обертів у бігунах пов'язане зі значними відцентровими силами. Зазвичай бігуни великих розмірів робляться з обертовою чашею. Розвантаження матеріалу у бігунах проводиться через щілини в плитах чаші, а звідти - в піддон, що обертається.

Чаша служить другою шокою. Піддон може бути металевим, або гранітним. Продуктивність бігунів  $G=4\div 75$  т/год.; ( $V=2\div 20$  м<sup>3</sup>/год.).

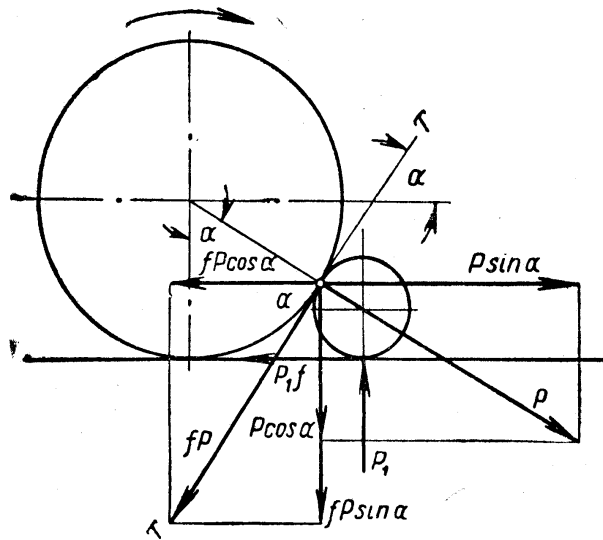
*Недоліки бігунів:* громіздкість конструкції, складність ремонту, великі питомі витрати енергії.

Технологічні характеристики.

*Кут захоплення* визначається з умов втягування матеріалу, на який діють сила нормального тиску котка  $P$ , що діє на матеріал під кутом  $\alpha$  і сила реакції чаші  $P_1$ , а також сили тертя, що діють по дотичній  $P_f$  і  $P_{1f}$ , рисунок 12.2.

Розкладаємо діючі сили на вертикальні й горизонтальні складові і запишемо проекції всіх сил на вертикальну вісь (умова рівноваги)  $\sum Y=0$ .

$\sum Y: P_1 - P\cos\alpha - P_f\sin\alpha=0$ , і на горизонтальну вісь  $X$  (умова втягнення матеріалу):  $\sum X: P_{1f} + P_f\cos\alpha \geq P\sin\alpha$ .



**Рисунок 12.2.** Кут захоплення бігунів

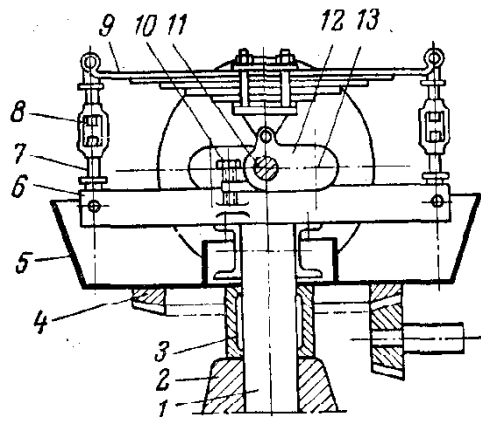
Розв'язавши цю систему рівнянь відносно кута  $\alpha$ , одержимо  $\operatorname{tg} \alpha \leq 2 \operatorname{tg} \rho$ . Тобто кут захоплення повинен бути менше подвійного кута тертя. Якщо коефіцієнт тертя  $f = 0.3 \div 0.5$ , то для бігунів кут захвату  $\alpha = 30 \div 50$ .

*Розмір котків.* Знаючи задану величину шматків вхідної сировини, можна визначити мінімальний діаметр котків чи, знаючи діаметр котків, визначити початковий максимальний розмір шматків подрібнюваного матеріалу.

*Подрібнювальне зусилля.* Подрібнювальна здатність котків залежить насамперед від їх ширини і маси. Коток не може зруйнувати шматок матеріалу, якщо його маса для цього недостатня. Зі збільшенням міцності матеріалу  $\sigma_p$ , величини шматків сировини  $d$  і ширини котка  $B$  сила натискання котків зростає.

Для зменшення розмірів бігунів у сучасних конструкціях вагове зусилля котків, що діє на матеріал, доповнюється зусиллям, створеним спеціальними ресорами чи пружинами, рисунок 12.3.

*Продуктивність бігунів.* На продуктивність бігунів впливають ширина, кількість котків і швидкість їх обертання відносно центрального вала, властивості подрібнюваного матеріалу, а також умови експлуатації бігунів – рівномірність завантаження і своєчасність видалення готового продукту із зони подрібнення та інше.



- 1 – вісь обертання чаші; 2 – опорна стійка; 3 – маточина чаші;  
 4 – приводна шестірня; 5 – чаша; 6 – опорна конструкція; 7 – натяжні гвинти;  
 8 – стяжка; 9 – ресора; 10 – стопорний гвинт; 11 – вісь обертання котків;  
 12 – кривошип; 13 – вісь кривошипа

**Рисунок 12.3.** Схема ресорного натискання на котки

Основні сфери промисловості, на яких використовуються бігуни:

1. Хімічна промисловість – для подрібнення різних хімічних речовин для створення різноманітних продуктів, включаючи фарби, пігменти та косметичні продукти.
2. Рециклінг – для подрібнення різних матеріалів для їх подальшого перероблення та використання, включаючи скло, пластик та папір.
3. Фармацевтична промисловість – для подрібнення різних медикаментів та інгредієнтів для створення лікарських форм.
4. Матеріалознавство – для подрібнення матеріалів, таких як метали, кераміка, скло, полімери та інше, для виготовлення різних матеріалів.
5. Електроніка – для подрібнення електронних відходів для вилучення корисних матеріалів, таких як метали та пластик.
6. Харчова промисловість – для подрібнення продуктів харчування, таких як фрукти, овочі, м'ясо, риба, горіхи, зерна та інше. Вони використовуються для виготовлення супів, соусів, пасти, каш та інших продуктів харчування.

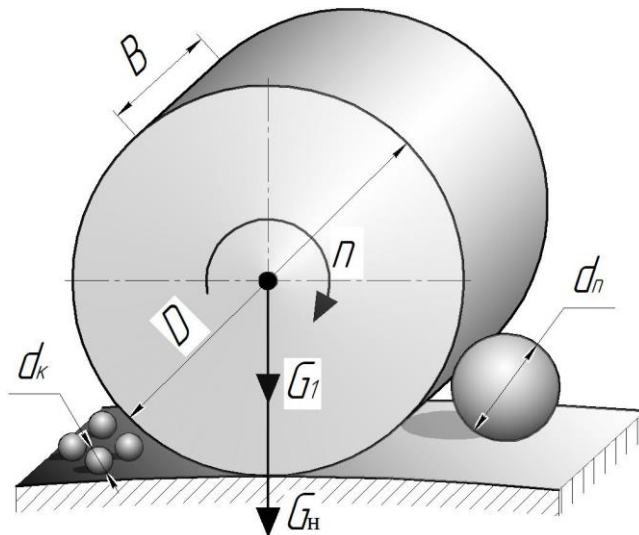
## 12.2. Методика розрахунку бігунів

### Вихідні дані:

Діаметр вихідних частинок, м	$d_{\Pi}$ ;
Необхідний ступінь подрібнення, м	$i$ ;
Густина подрібнюваного матеріалу, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{\Gamma}$ ;
Густина матеріалу котка, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{\text{к}}$ ;
Границя міцності при стиску, МПа	$\sigma$ ;
Коефіцієнт роз рихлення матеріалу	$\mu$ ;
Коефіцієнт тертя матеріалу об коток	$f$ .

Визначення розмірів котків та вибір типу бігуна.

Завдання та вихідні дані до розрахунку наведено у додатку 1.12, таблиці Д1.12. Розрахункову схему наведено на рисунку 12.4.



**Рисунок 12.4.** Схема до розрахунку сили натискання котка на матеріал

Кінцевий розмір матеріалу з урахуванням необхідного ступеня подрібнення, м:

$$d_{\text{к}} = \frac{d_{\Pi}}{i}$$

Кут захоплення матеріалу, град.:

$$\alpha = 100f$$

Коефіцієнт форми, що враховує зменшення об'єму часток матеріалу проти об'єму куба з ребром  $d$ , якщо вважати, що частинки мають сферичну форму:

$$k = \frac{\pi d_{\text{п}}^3}{6d_{\text{п}}^3} = \frac{\pi}{6}$$

Необхідний діаметр котків, м:

$$D = \sqrt{k \frac{2\sigma d_{\text{п}}}{\pi \rho_{\text{к}} g}}$$

За визначеним діаметром котків за таблицею 12.1 обирається номер або тип бігуна.

**Таблиця 4.2.** Характеристики деяких бігунів

Номер або тип бігуна	Розміри котків, мм		Число обертів вертикального вала, об/хв	Установча потужність, кВт	Відстань від центральної вісі до середини котка, мм	Габаритні розміри, мм		
	діаметр, мм	ширина, мм				довжина, мм	ширина, мм	висота, мм
1	900	200	16	5.0	–	3500	2500	2600
2	1300	250	14	7.5	–	4400	3000	3500
3	1800	300	12	16.0	–	5600	3800	4100
СМ-268	1800	550	19.3	60	1015/785	6000	4200	4400

Необхідна сила натискання котка на матеріал, рисунок 12.4, Н:

$$G_{\text{н}} = k \frac{\sigma d_{\text{п}} B}{2}$$

де  $B$  – ширина котка відповідно до обраного типу бігуна, таблиця 12.1.

Фактична сила натискання котка на матеріал за данного діаметра, Н:

$$G_1 = \frac{\pi D^2}{4} B \rho g$$

Сила, з якою діє каток на матеріал  $G_1$  повинна бути рівною необхідній силі натискання котка на матеріал  $G$ . Якщо  $G_1 < G$  то виникає необхідність доповнити вагове зусилля котків шляхом установлення спеціальних ресор чи пружин, які б діяли із силою, Н:

$$G_{\text{додаткове}} = G_{\text{н}} - G_1$$

Визначається максимальний розмір шматків початкового матеріалу, м:

$$d_{\text{max}} = \frac{D}{5}$$

Перевіряється гранична умова втягування матеріалу:

$$d \leq d_{\text{max}}$$

Визначення продуктивності котка.

Якщо бігуни мають  $z$  котків (зазвичай приймається парна кількість), то продуктивність бігуна, кг/год:

$$G = \pi D_0 B d_k n 60 \mu \rho_T z$$

де  $D_0$  – відстань між осями котків, таблиця 12.1 (у випадку відсутності даних у таблиці 12.1 відстань приймається, м:  $D_0 = 0.56 \cdot D$ ).

### 12.3. Приклад програми розрахунку бігунів у *Mathcad*

#### Вихідні дані:

Діаметр вихідних частинок

$$\text{м} \quad d_{\Pi} := 4.75 \cdot 10^{-3}$$

Необхідний ступінь подрібнення:

$$i := 5$$

Густина подрібнюваного матеріалу:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\Gamma} := 1600$$

Густина матеріалу котка:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_{\text{К}} := 7000$$

Границя міцності при стиску:

$$\text{Па} \quad \sigma := 80 \cdot 10^6$$

Коефіцієнт роз рихлення матеріалу:

$$\mu := 0.5$$

Коефіцієнт тертя матеріалу об коток

$$f := 0.44$$

#### Розрахунки

1. Кінцевий розмір матеріалу з урахуванням необхідного ступеня подрібнення:

$$\text{м} \quad d_{\text{К}} := \frac{d_{\Pi}}{i} = \frac{4.75 \cdot 10^{-3}}{5} = 9.5 \times 10^{-4}$$

2. Кут захоплення матеріалу, град

$$\text{град} \quad \alpha := 100 \cdot f = 100 \cdot 0.44 = 44$$

3. Коефіцієнт форми, що враховує зменшення об'єму часток матеріалу проти об'єму куба з ребром  $d$ , якщо вважати, що частинки мають сферичну форму:

$$k := \frac{\pi}{6} = \frac{3.14}{6} = 0.523$$

4. Необхідний діаметр котків, м:

$$\text{м} \quad D_{\text{необхідний}} := \sqrt{\frac{2 \cdot \sigma \cdot d_{\Pi}}{k \cdot \pi \cdot \rho_{\text{К}} \cdot g}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 80 \cdot 10^6 \cdot 4.75 \cdot 10^{-3}}{0.523 \cdot 3.14 \cdot 7000 \cdot 9.81}} = 1.358$$



## 5. Обираємо тип бігуна та його параметри

Номер абс тип бігуна	Розміри котків, мм		Число обертів вертикального вала, об/хв	Усталююча потужність, кВт	Відстань від центральної осі до середини котка, мм	Габаритні розміри, мм		
	діаметр, мм	ширина, мм				довжина, мм	ширина, мм	висота, мм
1	900	200	16	5.0	-	3500	2500	2600
2	1300	250	14	7.5	-	4400	3000	3500
3	1800	300	12	16.0	-	5600	3800	4100
СМ 258	1800	550	19.3	60	1015/785	6000	4200	4400

$$\text{Тип} := \begin{cases} 1 & \text{if } D_{\text{необхідний}} \leq 0.9 \\ 2 & \text{if } 0.9 < D_{\text{необхідний}} \leq 1.3 \\ 3 & \text{if } 1.3 < D_{\text{необхідний}} \leq 1.8 \\ 4 & \text{if } D_{\text{необхідний}} > 1.8 \end{cases}$$

Діаметр котків:

$$m \quad D := \begin{cases} 0.9 & \text{if Тип} = 1 \\ 1.3 & \text{if Тип} = 2 \\ 1.8 & \text{if Тип} = 3 \\ 1.8 & \text{if Тип} = 4 \end{cases} = 1.8$$

Ширина котків:

$$m \quad B := \begin{cases} 0.2 & \text{if Тип} = 1 \\ 0.25 & \text{if Тип} = 2 \\ 0.3 & \text{if Тип} = 3 \\ 0.55 & \text{if Тип} = 4 \end{cases} = 0.3$$

Частота обертання котків:

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} \quad n := \begin{cases} 16 & \text{if Тип} = 1 \\ 14 & \text{if Тип} = 2 \\ 12 & \text{if Тип} = 3 \\ 19.3 & \text{if Тип} = 4 \end{cases} = 12$$

Відстань між осями котків:

$$m \quad D_0 := \begin{cases} 0.55 \cdot D & \text{if Тип} = 1 \\ 0.55 \cdot D & \text{if Тип} = 2 \\ 0.55 \cdot D & \text{if Тип} = 3 \\ 1015 & \text{if Тип} = 4 \end{cases} = 0.99$$

6. Необхідна сила натискання котка на матеріал:

$$H \quad G_H := k \cdot \frac{\sigma \cdot d_{\Pi} \cdot B}{2} = 0.523 \cdot \frac{80 \cdot 10^6 \cdot 4.75 \cdot 10^{-3} \cdot 0.3}{2} = 2.981 \times 10^4$$

7. Фактична сила натискання котка на матеріал за данного діаметра, Н:

$$H \quad G_1 := \frac{\pi D^2}{4} \cdot B \cdot \rho_K \cdot g = \frac{3.14 \cdot 1.8^2}{4} \cdot 0.3 \cdot 7000 \cdot 9.81 = 5.24 \times 10^4$$

8. Перевірка виконання умови роздавнення матеріалу. Якщо сили натискання котка на матеріал недостатньо - тоді необхідно розрахувати додаткове зусилля натискання котків за рахунок притискних механізмів (ресор тощо)

$$H \quad G_{\text{додаткове}} := \begin{cases} 0 & \text{if } G_H - G_1 \leq 0 \\ (G_H - G_1) & \text{if } G_H - G_1 > 0 \end{cases} = 0$$

9. Максимальний розмір шматків початкового матеріалу:

$$m \quad d_{\max} := \frac{D}{5} = \frac{1.8}{5} = 0.36$$

10. Перевірка умови втягування матеріалу котком:

$$\text{Умова} := \begin{cases} 1 & \text{if } d_{\max} \geq d_{\Pi} \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases} = 1 \quad \begin{array}{l} 1 - \text{умова виконується} \\ 0 - \text{умова не виконується} \end{array}$$

II. Якщо бігуни мають z котків, то продуктивність бігуна, кг/год:

$$\text{Приймаємо кількість котків: } z := 2$$

$$G := \pi \cdot D_0 \cdot B \cdot d_K \cdot n \cdot 60 \cdot \mu \cdot \rho_T \cdot z = 3.14 \cdot 0.99 \cdot 0.3 \cdot 9.5 \cdot 10^{-4} \cdot 12 \cdot 60 \cdot 0.5 \cdot 1600 \cdot 2 = 1.021 \times 10^3$$

## **13. Розрахунок кульового млина**

### **13.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій кульових млинів**

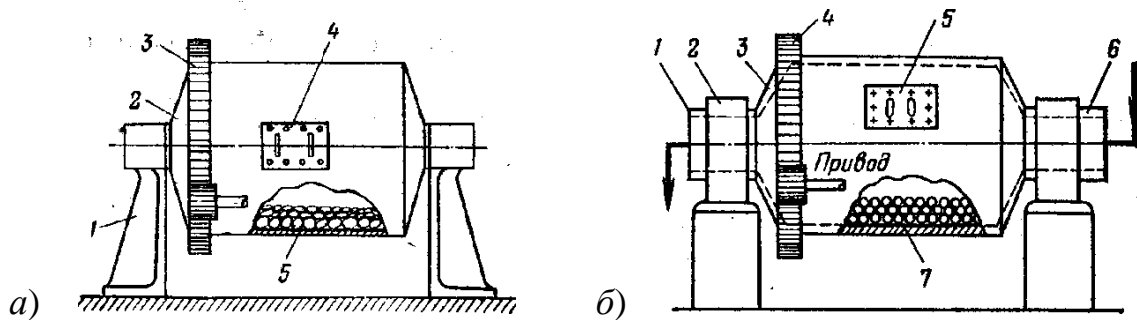
Розмелювання відноситься до класу тонкого подрібнення матеріалів при високих ступенях подрібнення  $i = 50 \div 100$ , при цьому розмір кінцевого продукту менше 0.5 мм.

Процес розмелювання здійснюється в млинах. Найбільш поширеними є кульові і стрижневі млини, які використовуються для розмелювання ціаніду калію, селітри, відходів содового виробництва, тальку, апатиту, вугілля, широко використовуються в силікатній промисловості для розмелювання цементу (клінкера) і т.д.

При обертанні подрібнювальні тіла притискуються відцентровою силою до внутрішньої стінки барабану і піднімаються на певну висоту, а потім при падінні подрібнюють завантажений матеріал ударом. Поряд з цим, завдяки переміщенню тіл подрібнення в нижній частині перетину барабана, при їх скачуванні відбувається також подрібнення стиранням.

В малотоннажних виробництвах на невеликих установках застосовують барабанні млини періодичної дії, рисунок 13.1 а. В цих машинах завантаження і розвантаження матеріалу здійснюється через люк 4 на циліндричній стінці барабана.

На великих та середніх виробництвах застосовують млини безперервної дії, рисунок 13.1 б. Ці млини мають пустотілі опорні цапфи 1 і 6 через які відбувається безперервне завантаження та розвантаження матеріалу. Вивантаження матеріалу проводиться струменем повітря (сухе подрібнення) чи потоком води (мокре подрібнення). Подача повітря або води проводиться через завантажувальну пустотілу цапфу 1. Для відділення твердих частинок від транспортуючих потоків повітря чи води застосовують відстійники, циклони, фільтри, гідроциклони.



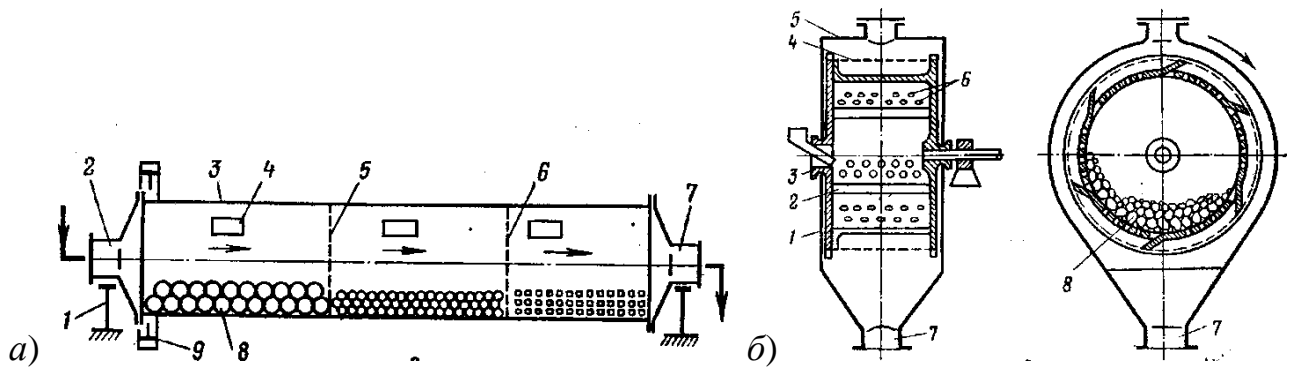
а) – періодичної дії: 1 – опори; 2 – барабан; 3 – зубчатий привід; 4 – люк;  
 5 – подрібнювальні тіла; б) – безперервної дії: 1 – вивантажувальна пустотіла цапфа; 2 – підшипник; 3 – барабан; 4 – зубчатий привід; 5 – люк;  
 6 – завантажувальна цапфа; 7 – подрібнювальні тіла

**Рисунок 13.1.** Однокамерні кульові млини

Матеріал, який вивантажується з млина потоками повітря чи води, містить лише певну величину частинок заданого розміру. Тому наведені млини працюють часто в замкнутому циклі з класифікаторами, після яких частинки товарної фракції направляються за призначенням, а більші за розмірами повертаються до млина на подальше подрібнення.

Діаметр млинів для сухого подрібнення досягає 3.8 м при довжині 5.5 м, і, відповідно, для мокрого розмелювання 3.2 та 3.1 м.

Для одержання розмеленого матеріалу без застосування класифікувальних пристроїв застосовують *багатокамерні (трубні) барабанні млини*, рисунок 13.2 а. В цьому випадку барабан млина розділено кільцевими діафрагмами на ряд камер (3-5), які заповнюються тілами подрібнення (кулями, стрижнями) різних розмірів. Діаметр трубних млинів досягає 1,5 м, а їх довжина – 7,5 м. Завантаження і розвантаження подрібнювальних тіл проводиться через люки на барабані, а вихідного матеріалу і готового продукту через пустотілі цапфи 1 і 6. Якість розмелювання залежить від часу перебування матеріалу в млині.



а – багатокамерний млин безперервної дії: 1 – стійка; 2 – завантажувальна цапфа; 3 – барабан; 4 – люк; 5,6 – діафрагми; 7 – вивантажувальна цапфа; 8 – подрібнювальні тіла; 9 – зубцюватий привід; б – ситовий млин безперервної дії: 1 – барабан; 2 – щілина; 3 – завантажувальна цапфа; 4 – сито; 5 – кожух; 6 – отвори; 7 – вивантажувальна цапфа; 8 – подрібнювальні тіла

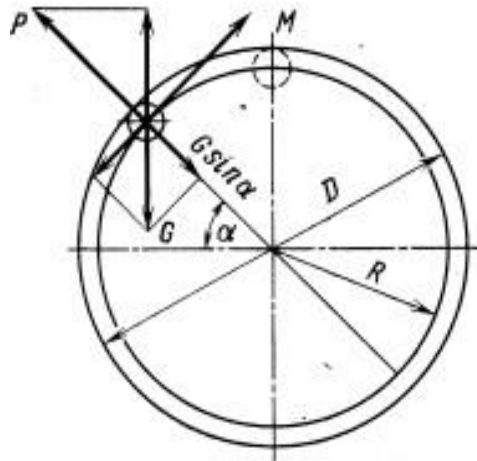
### Рисунок 13.2. Кульові млини

Без класифікувальних пристроїв працюють *ситові барабанні млини* безперервної дії, рисунок 13.2 б. Особливістю конструкції цих млинів є наявність циліндричного сита, призначеного для вилучення частинок заданого розміру. Броньований зсередини робочий барабан, де знаходяться подрібнювальні тіла, має створки для вивантаження матеріалу на сито і повздовжні щілини для повернення на додаткове подрібнення до барабану великих частинок, які не пройшли через сито. Барабан має одну пустотілу цапфу для безперервної подачі вихідного матеріалу. Ці млини виготовляються з діаметром барабану 500 і 1500 мм і застосовуються для сухого подрібнення матеріалів, які не злипаються.

#### *Технологічні характеристики кульового млина.*

У залежності від швидкості обертання млина на подрібнювальні тіла діє відповідна відцентрова сила. При великому числі обертів барабана кулі під дією відцентрової сили притиснуті до барабана і не будуть виконувати роботи подрібнення. При малому числі обертів барабана тіла, що мелють, піднімаються на невелику висоту, скочуються по його поверхні й не подрібнюють матеріал. При оптимальному числі обертів барабана

подрібнення відбувається більш ефективно (ударом і стиранням). При цьому кулі доходять до якоїсь точки  $A$ , відриваються і рухаються вниз по параболічній траєкторії, рисунок 13.3.



**Рисунок 13.3.** Схема щодо визначення числа обертів млина

На кулю, що знаходиться на стінці барабана млина, рисунок 13.3, діє сила тяжіння  $G$  і відцентрова сила  $P$ . При цьому вважається, що лінійні швидкості руху кулі і барабана рівні, а  $R$  дорівнює внутрішньому радіусу барабана, так як діаметр кулі, в порівнянні з діаметром барабана – незначний.

Розмір сталевих куль, зазвичай, вибирається в залежності від найбільшого початкового розміру матеріалу, що подрібнюється.

Знос куль становить  $0.5 \div 1.5$  кг/(1 т. руди) і може знизити продуктивність млинів на  $3 \div 5\%$ . Раціональне завантаження млинів і регулярне довантаження їх тілами що мелють можуть підвищити продуктивність машини до  $25\%$ .

*Потужність двигуна кульових млинів.* Кульовий млин на відміну від інших машин максимальну потужність споживає на холостому ході, що треба особливо враховувати при експлуатації млина.

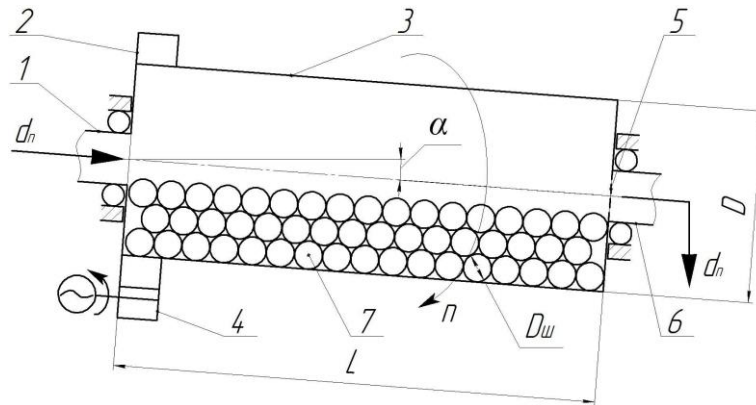
*Продуктивність млинів.* Продуктивність млинів залежить від геометричних розмірів млина, числа камер, конструкції перегородок, швидкості обертання, маси, форми й розміру тіл що мелють, ступеня заповнення, властивостей матеріалу, подачі матеріалу тощо.

## 13.2. Методика розрахунку кульового млина

### Вихідні дані:

Продуктивність, т/год	$G_{\text{зад}}$ ;
Діаметр барабана, м	$D_{\text{б}}$ ;
Довжина барабана, м	$L_{\text{б}}$ ;
Початковий розмір матеріалу, м	$d_{\text{п}}$ ;
Кінцевий розмір матеріалу, м	$d_{\text{к}}$ ;
Насипна густина матеріалу, кг/м <sup>3</sup>	$\rho_{\text{т}}$ ;

Завдання та вихідні дані до розрахунку наведено у додатку 1.13, таблиці Д1.13. Розрахункову схему кульового млина наведено на рисунку 13.4.



1 – пустотіла цапфа для завантаження матеріалу; 2 – вінцева шестерня;  
3 – барабан; 4 – привод; 5 – діафрагма; 6 – пустотіла цапфа (опорна); 7 – кулі.

**Рисунок 13.4.** Розрахункова схема кульового млина

*Визначення робочої частоти обертання барабана.*

Ступінь подрібнення:

$$i = \frac{d_{\text{п}}}{d_{\text{к}}}$$

Критична частота обертання, об./хв.:

$$n_{\text{кр}} = \frac{42.3}{\sqrt{D_{\text{б}}}}$$

Робочу частоту обертання барабана можна визначати з умови  $n \leq n_{\text{кр}}$

$$\frac{n}{n_{кр}} = 70 \div 100\%$$

За дослідними даними робоча частота обертання барабана становить 75% від критичної, тобто, об./хв.:

$$n = \frac{32}{\sqrt{D_6}}$$

Об'єм барабана, м<sup>3</sup>:

$$V_6 = \frac{\pi D_6^2}{4} L_6$$

Визначення розмірів подрібнювальних куль.

Маса шару матеріалу при ступені заповнення барабана для сталевих куль та циліндрів  $\varphi=0.25\div 0.33$ , кг:

$$m_{ш} = \varphi V_6 \rho_T$$

Орієнтовний діаметр куль, що буде завантажуватись, м:

$$D'_k = 0.1897(6 + \lg d_k) \sqrt{d_{п}}$$

Реальний діаметр куль  $D_k$ , що будуть завантажуватися, приймається з округленням до цілого числа.

*Визначення продуктивності млина та визначення їх кількості для забезпечення заданої продуктивності*

Продуктивність одного млина, кг/с:

$$G_T = \frac{1}{3.6} K V_6 D_6^{0.6}$$

де  $K$  – коефіцієнт, що визначає зміну розмірів ( $K=1.25$ ).

Теоретична кількість млинів, одиниць:

$$m_T = \frac{G_{зад}}{G_T}$$

Дійсна кількість млинів,  $m$ , приймається з округленням до одиниць.

*Визначення витрат енергії на отримання 1 кг подрібненого матеріалу*

Теоретична потужність одного млина, Вт:

$$N_T = C m_{ш} \sqrt{D_6}$$



де  $C$  – коефіцієнт, що залежить від ступеня заповнення  $\phi$ , визначається за таблицею 13.1.

**Таблиця 13.1.** Визначення коефіцієнта  $C$

Подрібнювані тіла	Коефіцієнт заповнення $\phi$				
	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5
	Значення коефіцієнта $C$				
Металеві кулі з $d_{ш} > 60$ мм	8.8	8.1	7.3	6.2	5.1
Металеві кулі з $d_{ш} < 60$ мм	8.5	7.8	7	6.1	5.0

Дійсна потужність одного млина з урахуванням запасу 20%, Вт:

$$N_d = \frac{N_T}{0.8}$$

Загальна потужність млинів, Вт:

$$\Sigma N = m N_d$$

Витрати енергії на подрібнення (індекс ефективності), Вт/кг:

$$J = \frac{\Sigma N}{G}$$

### 13.3. Приклад програми розрахунку бігунів у *Mathcad*

#### Вихідні дані:

Продуктивність:

$$\frac{\text{т}}{\text{год}} G_{\text{задана}} := 49$$

Діаметр барабана:

$$\text{м } D_{\text{б}} := 2.7$$

Довжина барабана:

$$\text{м } L_{\text{б}} := 6.75$$

Початковий розмір матеріалу:

$$\text{м } d_{\text{п}} := 27 \cdot 10^{-3}$$

Кінцевий розмір матеріалу:

$$\text{м } d_{\text{к}} := 0.32 \cdot 10^{-3}$$

Насипна густина матеріалу:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \rho_{\text{т}} := 2690$$

#### Розрахунки:

*Визначення робочої частоти обертання барабана*

1. Ступінь подрібнення:

$$i := \frac{d_{\text{п}}}{d_{\text{к}}} = 84.375$$

2. Критична частота обертання:

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} n_{\text{кр}} := \frac{42.3}{\sqrt{D_{\text{б}}}} = \frac{42.3}{\sqrt{2.7}} = 25.743$$

3. За дослідними даними робоча частота обертання барабана становить 75% від критичної, тобто:

$$\frac{\text{об}}{\text{хв}} n := \text{floor} \left( \frac{32}{\sqrt{D_{\text{б}}}} \right) = \text{floor} \left( \frac{32}{\sqrt{2.7}} \right) = 19$$

4. Об'єм барабана

$$\text{м}^3 \quad V_{\text{б}} := \frac{\pi \cdot D_{\text{б}}^2}{4} \cdot L_{\text{б}} = \frac{3.14 \cdot 2.7^2}{4} \cdot 6.75 = 38.628$$

5. Маса шару матеріалу:

$$\text{ступінь заповнення барабана} \quad \varphi := 0.3$$

$$\text{кг} \quad m_{\text{ш}} := \varphi \cdot V_{\text{б}} \cdot \rho_{\text{T}} = 0.3 \cdot 38.628 \cdot 2690 = 3.117 \times 10^4$$

6. Орієнтовний діаметр куль, що буде завантажуватись:

$$\text{м} \quad D'_{\text{К}} := 0.1897 \cdot (6 + \log(d_{\text{к}})) \cdot \sqrt{d_{\text{п}}} = 0.078$$

$$\text{м} \quad D_{\text{К}} := \text{round}(D'_{\text{К}}, 2) = \text{round}(0.0780877562806099, 2) = 0.08$$

*Визначення продуктивності млина*

7. Продуктивність одного млина:

$$\text{коефіцієнт, що визначає зміну розмірів} \quad K := 1.25$$

$$\frac{\text{кг}}{\text{с}} \quad G_{\text{T}} := \frac{1}{3.6} \cdot K \cdot V_{\text{б}} \cdot D_{\text{б}}^{0.6} = \frac{1}{3.6} \cdot 1.25 \cdot 38.628 \cdot 2.7^{0.6} = 24.34$$

8. Теоретична кількість млинів, одиниць:

$$m_{\text{T}} := \text{ceil}\left(\frac{G_{\text{задана}}}{G_{\text{T}}}\right) = \text{ceil}\left(\frac{49}{24.34}\right) = 3$$

*Визначення витрат енергії на отримання 1 кг подрібненого матеріалу*

9. Визначення коефіцієнта, що залежить від ступеня заповнення млина

$$C_1 := \begin{cases} 8.8 & \text{if } \varphi = 0.1 \\ 8.1 & \text{if } \varphi = 0.2 \\ 7.3 & \text{if } \varphi = 0.3 \\ 6.2 & \text{if } \varphi = 0.4 \\ 5.1 & \text{if } \varphi = 0.5 \end{cases} = 7.3 \quad C_2 := \begin{cases} 8.5 & \text{if } \varphi = 0.1 \\ 7.8 & \text{if } \varphi = 0.2 \\ 7 & \text{if } \varphi = 0.3 \\ 6.1 & \text{if } \varphi = 0.4 \\ 5 & \text{if } \varphi = 0.5 \end{cases} = 7$$

$$C := \begin{cases} C_1 & \text{if } D_{\text{К}} > 60 \cdot 10^{-3} \\ C_2 & \text{if } D_{\text{К}} \leq 60 \cdot 10^{-3} \end{cases} = 7.3$$

10. Теоретична потужність одного млина:

$$\text{Вт} \quad N_T := C \cdot m_{\text{ш}} \cdot \sqrt{D_0} = 7.3 \cdot 3.117 \cdot 10^4 \cdot \sqrt{2.7} = 3.739 \times 10^5$$

11. Дійсна потужність одного млина з урахуванням запасу 20%:

$$\text{Вт} \quad N_D := \frac{N_T}{0.8} = \frac{3.739 \cdot 10^5}{0.8} = 4.674 \times 10^5$$

12. Загальна потужність млинів, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_{\Sigma} := m_T \cdot N_D = 3 \cdot 4.674 \cdot 10^5 = 1.402 \times 10^6$$

13. Витрати енергії на подрібнення:

$$\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \quad J := \frac{N_{\Sigma}}{G_{\text{задана}}} = \frac{1.402 \cdot 10^6}{49} = 2.861 \times 10^4$$

## ДОДАТОК 1. Завдання та вихідні дані до розрахунків

### Додаток 1.1. Завдання та вихідні дані до розрахунку пилоосаджувальної камери (газового відстійника)

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку газового відстійника в полі сил тяжіння для двох типів твердих частинок, що відрізняються фізико-механічними властивостями та двох різних об'ємних витрат запиленого газу.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

**Таблиця Д1.1.** Значення вихідних даних до розрахунку газового відстійника.

Вар.	$t_r$ , °C	$V_r'$ , м <sup>3</sup> /с	$B$ , м	$L$ , м	$H$ , м	$d \cdot 10^3$ , мм	$\rho_r$ , кг/м <sup>3</sup>	$\varphi$
1	100	2,05	1,5	2,0	1,0	50	2800	0,77
2	150	1,10	1,6	3,0	0,6	70	2000	1,00
3	200	1,50	1,6	2,1	1,1	80	3100	0,58
4	250	1,00	1,5	2,5	0,5	90	2500	0,66
5	300	1,30	2,0	2,7	1,2	100	2700	0,43
6	350	1,20	1,5	2,9	0,7	80	3000	0,77
7	400	2,50	2,0	3,0	1,6	95	3300	1,00
8	450	1,50	2,0	2,5	0,7	100	3600	0,58
9	500	1,40	3,0	3,0	1,1	90	3400	0,66
10	550	1,40	2,5	3,0	0,7	110	3000	0,43
11	600	1,60	3,0	3,0	1,6	120	3300	0,77
12	100	2,67	1,5	2,0	1,5	40	2000	1,00
13	200	0,90	1,6	3,0	0,6	70	3100	0,66
14	150	1,60	1,6	3,0	0,6	70	2000	1,00
15	170	1,50	1,6	2,1	1,1	80	3100	0,58
16	130	1,00	1,5	2,5	0,5	90	2500	0,66
17	270	1,30	2,0	2,7	1,2	100	2700	0,43
18	350	1,20	1,5	2,9	0,7	80	3000	0,77
19	420	2,50	2,0	3,0	1,6	95	3300	1,00
20	230	1,00	1,5	2,5	0,5	90	2500	0,66
21	290	1,80	1,2	2,3	0,7	80	3000	0,43
22	470	2,50	2,0	3,0	1,6	95	3300	1,00
23	485	1,40	1,5	1,8	0,6	100	2000	0,66
24	410	2,00	2,0	2,0	1,2	80	3100	1,00
25	240	2,10	2,0	2,7	1,2	100	2650	0,77

## Додаток 1.2. Завдання та вихідні дані до розрахунку циклона

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку апарата для розділення неоднорідних газових систем при двох різних фізико-механічних характеристиках твердих систем та обрати конструкцію циклону, при якому досягається ефективність вловлювання не менше 95% при мінімальному гідравлічному опорі та металоемності для заданої продуктивності по запиленому.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

**Таблиця Д1.2.** Значення вихідних даних до розрахунку циклонів.

Вар.	Тип циклону	$V_0$ , м <sup>3</sup> /год	$d_m$ , мкм	$\rho_T$ , кг/м <sup>3</sup>	$C$ , г/м <sup>3</sup>	$t_T$ , °C
1.	ЦН-11	25000	26	2300	150	75
2.	СК-ЦН-33	35000	28	1900	180	65
3.	СК-ЦН-34М	25000	25	2650	100	55
4.	ЦН-24	15000	20	2050	180	45
5.	ЦН-15у	10000	25	2150	100	35
6.	СК-ЦН-33	17000	28	2350	150	25
7.	ЦН-11	12000	21	2400	120	65
8.	ЦН-24	13000	29	2930	175	70
9.	ЦН-15	15000	25	2750	190	85
10.	СК-ЦН-34	16000	27	2000	170	60
11.	ЦН-11	18000	20	2000	100	40
12.	ЦН-15	25000	25	2300	150	30
13.	ЦН-24	15000	20	2500	150	50
14.	СК-ЦН-33	15000	28	2700	180	70
15.	СК-ЦН-34	18000	20	2900	100	35
16.	ЦН-15	18000	22	2200	170	80
17.	ЦН-24	18000	20	2800	150	90
18.	ЦН-24	10000	15	2800	100	20
19.	ЦН-15у	15000	20	2930	200	40
20.	ЦН-11	20000	25	2100	300	60
21.	ЦН-15	30000	18	2750	400	80
22.	СК-ЦН-34	20000	17	2400	150	90
23.	ЦН-24	25000	20	2500	150	50
24.	СК-ЦН-33	15000	28	2700	180	70
25.	СК-ЦН-34	30000	20	2900	100	35

### Додаток 1.3. Завдання та вихідні дані до розрахунку гідроциклону

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку гідроциклону. Обрати геометричні розміри та кількість гідроциклонів при яких забезпечуються високі значення коефіцієнта очищення.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

**Таблиця Д1.3.** Значення вихідних даних до розрахунку гідроциклону

Вар.	$V_{\text{зад.}}$ , м <sup>3</sup> /ГОД	$D$ , м	$\Delta H$ , МПа	$t_3$ , °С	$\rho_T$ , кг/м <sup>3</sup>	$a$ , %	$b$ , %	$c$ , %
1	25	0,25	0,2	18	1550	32	7,6	80
2	30	0,3	0,2	19	1600	33	7,9	81
3	35	0,35	0,2	20	1650	34	8,2	82
4	40	0,4	0,2	21	1700	35	8,5	79
5	45	0,45	0,2	22	1750	36	8,8	82
6	50	0,5	0,2	23	1800	37	9,1	80
7	55	0,55	0,2	24	1850	38	9,4	78
8	60	0,6	0,2	25	1900	39	9,7	86
9	65	0,25	0,2	26	1950	40	10,0	81
10	70	0,3	0,2	27	2000	41	10,3	83
11	75	0,35	0,2	28	2050	42	10,6	85
12	80	0,4	0,2	29	2100	43	10,9	82
13	85	0,45	0,2	30	2150	44	11,2	79
14	90	0,5	0,2	31	2200	45	11,5	84
15	95	0,55	0,2	32	2250	46	8,0	83
16	100	0,6	0,2	33	2300	47	12,1	78
17	105	0,25	0,2	34	2350	48	12,4	83
18	110	0,3	0,2	35	2400	49	12,7	82
19	115	0,35	0,2	36	2450	50	13,0	81
20	120	0,4	0,2	37	2500	51	5,0	86
21	125	0,55	0,2	19	2200	32	9,4	84
22	130	0,6	0,2	20	2250	33	9,7	83
23	135	0,25	0,2	21	2300	34	10,0	78
24	140	0,3	0,2	22	2350	35	10,3	83
25	145	0,35	0,2	23	2400	36	10,6	82

## Додаток 1.4. Завдання та вихідні дані до розрахунку стрічкового вакуум-фільтра

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку стрічкового вакуум-фільтра для розділення суспензій. Визначити, яким чином можна зменшити час фільтрації зі збереженням мінімальних затрат потужності на процес.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

### Вихідні дані:

$$r_{m1} = 8.44 \times 10^7 \text{ м/кг};$$

$$R_0 = 1.065 \times 10^{10} \text{ 1/м};$$

$$\mu_p = 1.005 \text{ мПа} \times \text{с}.$$

**Таблиця Д1.4.** Вихідні дані до розрахунку стрічкового вакуум-фільтра

№	$G$ , Т/ГОД	$C_1$ , кг <sub>B</sub> /кг <sub>AB</sub>	$C_2$ , кг <sub>B</sub> /кг <sub>в.о.</sub>	$\rho_p$ , кг <sub>A</sub> /м <sub>A</sub> <sup>3</sup>	$\rho_T$ , кг <sub>B</sub> /м <sub>B</sub> <sup>3</sup>	$\Delta P$ , кПа	$h_{oc}$ , мм
1	12	0.35	0.60	998	1800	56	15
2	6	0.44	0.53	990	2300	60	10
3	15	0.28	0.57	997	3300	65	12
4	11	0.36	0.59	1003	2900	62	8
5	13	0.45	0.51	991	2050	68	14
6	16	0.29	0.52	1004	1900	57	13
7	5	0.37	0.58	988	2400	72	11
8	10	0.46	0.55	992	3350	69	9
9	14	0.30	0.52	998	3000	63	13
10	17	0.38	0.57	1005	2500	58	10
11	10	0.36	0.51	987	2000	70	15
12	9	0.31	0.59	993	3400	59	10
13	15	0.39	0.53	1001	3100	59	12
14	8	0.47	0.56	999	2600	64	14
15	11	0.32	0.58	997	3450	58	10
16	8	0.4	0.50	994	2100	71	15
17	16	0.48	0.54	1006	2150	60	11
18	9	0.33	0.55	1007	3150	57	13
19	12	0.41	0.59	1000	2700	51	10
20	10	0.34	0.49	995	1850	65	14
21	17	0.49	0.60	1007	2200	56	10
22	13	0.42	0.54	1001	3200	66	12
23	7	0.35	0.57	989	2800	73	15
24	14	0.50	0.59	996	1950	61	13
25	18	0.43	0.60	1002	3250	67	9



## Додаток 1.5. Завдання та вихідні дані до розрахунку барабанного вакуум-фільтра

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку барабанного вакуум-фільтра для розділення середньо концентрованих суспензій. Визначити, яким чином можна зменшити час фільтрації зі збереженням мінімальних затрат потужності на процес. За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

### Вихідні дані:

$$r_{m1} = 8.44 \times 10^7 \text{ м/кг};$$

$$R_0 = 1.065 \times 10^{10} \text{ 1/м};$$

$$\mu_p = 1.005 \text{ мПа} \times \text{с}.$$

**Таблиця Д1.5.** Вихідні дані для розрахунку барабанного вакуум-фільтра

№	$G$ , Т/ГОД	$C_1$ , КГ <sub>В</sub> /КГ <sub>АВ</sub>	$C_2$ , КГ <sub>В</sub> /КГ <sub>в.о.</sub>	$\rho_p$ , КГ <sub>А</sub> /М <sub>А</sub> <sup>3</sup>	$\rho_T$ , КГ <sub>В</sub> /М <sub>В</sub> <sup>3</sup>	$\Delta P$ , кПа	$h_{oc}$ , ММ
1	12	0.35	0.60	998	1800	56	15
2	6	0.44	0.53	990	2300	60	10
3	15	0.28	0.57	997	3300	65	12
4	11	0.36	0.59	1003	2900	62	8
5	13	0.45	0.51	991	2050	68	14
6	16	0.29	0.52	1004	1900	57	13
7	5	0.37	0.58	988	2400	72	11
8	10	0.46	0.55	992	3350	69	9
9	14	0.30	0.52	998	3000	63	13
10	17	0.38	0.57	1005	2500	58	10
11	10	0.36	0.51	987	2000	70	15
12	9	0.31	0.59	993	3400	59	10
13	15	0.39	0.53	1001	3100	59	12
14	8	0.47	0.56	999	2600	64	14
15	11	0.32	0.58	997	3450	58	10
16	8	0.4	0.50	994	2100	71	15
17	16	0.48	0.54	1006	2150	60	11
18	9	0.33	0.55	1007	3150	57	13
19	12	0.41	0.59	1000	2700	51	10
20	10	0.34	0.49	995	1850	65	14
21	17	0.49	0.60	1007	2200	56	10
22	13	0.42	0.54	1001	3200	66	12
23	7	0.35	0.57	989	2800	73	15
24	14	0.50	0.59	996	1950	61	13
25	18	0.43	0.60	1002	3250	67	9

**Додаток 1.6. Завдання та вихідні дані до розрахунку центрифуги відстійного типу**

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку центрифуги відстійного типу для заданих витрат робочого середовища.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

**Таблиця Д1.6.** Вихідні дані до розрахунку відстійної центрифуги

№	$\rho_p$ , кг/м <sup>3</sup>	$\rho_T$ , кг/м <sup>3</sup>	$\mu_p \times 10^3$ Па·с	$G_{\text{зад.}}$ , кг/ ГОД	$U_1$ , %	$U_2$ , %	$d$ , МКМ	$D_{\text{вн.}}$ , М	$\Phi_p$	$\psi$
1	998	1500	2,42	550	70	30	10	0,6	2800	0,77
2	983	2200	2,44	600	80	40	15	0,8	1700	0,66
3	997	2600	2,46	650	75	35	20	0,4	3500	0,46
4	986	2000	2,48	700	70	29	25	0,6	2700	0,58
5	996	1750	2,50	750	80	37	30	0,8	2000	0,70
6	988	1600	2,52	800	75	35	35	1,0	1600	0,51
7	994	1700	2,54	850	70	30	40	0,6	2600	0,73
8	995	1900	2,56	900	80	40	45	0,8	2100	0,48
9	992	2100	2,58	950	75	33	50	0,4	3400	0,65
10	980	2300	2,60	1000	70	34	55	0,6	2500	0,50
11	998	1500	2,62	1050	80	40	60	0,8	1900	0,77
12	983	2200	2,64	1100	75	35	65	0,4	3300	0,66
13	997	2600	2,66	1150	70	30	70	0,6	2900	0,46
14	986	2000	2,68	1200	80	39	75	0,8	2000	0,58
15	996	1750	2,70	1250	75	35	80	0,4	3000	0,70
16	997	2600	2,46	650	75	35	20	0,4	3500	0,46
17	986	2000	2,48	700	70	29	25	0,6	2700	0,58
18	996	1750	2,50	750	80	37	30	0,8	2000	0,70
19	988	1600	2,52	800	75	35	35	1,0	1600	0,51
20	994	1700	2,54	850	70	30	40	0,6	2600	0,73
21	992	2100	2,58	950	75	33	50	0,4	3400	0,65
22	988	2200	2,42	750	80	37	60	0,8	2800	0,58
23	994	2600	2,44	800	75	35	65	1,0	1700	0,70
24	995	2000	2,46	850	75	30	70	0,6	3500	0,46
25	992	1750	2,48	950	70	40	75	0,4	2700	0,58

## Додаток 1.7. Завдання та вихідні дані до розрахунку фільтруючої центрифуги

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку фільтраційної центрифуги. Визначити швидкість фільтрації та витрати потужності при заданому значенні фактору розділення.

За результатами розрахунків навести висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес та основних характеристик апарату за результатами розрахунків.

**Таблиця Д1.7.** Вихідні дані до розрахунку фільтруючої центрифуги

№	$\rho_p$ , кг/м <sup>3</sup>	$\rho_t$ , кг/м <sup>3</sup>	$\mu_p \cdot 10^3$ , Па·с	$G_1$ , кг	$U_1$ , кг <sub>сух.</sub> / кг <sub>вол.</sub>	$U_2$ , кг <sub>сух.</sub> / кг <sub>вол.</sub>	$d$ , мкм	$D_{вн}$ , м	$G_6$ , кг	Фр
1	1040	2550	2,42	550	30	2	110	0,6	37	800
2	1090	2600	2,44	600	40	3	120	0,8	45	900
3	1140	2650	2,46	650	35	4	130	0,4	62	1000
4	1190	2700	2,48	700	30	5	140	0,6	51	1100
5	1240	2750	2,5	750	40	2	150	0,8	63	1200
6	1290	2800	2,52	800	35	3	160	1,0	79	1300
7	1340	2850	2,54	850	30	4	170	0,6	37	1400
8	1390	2900	2,56	900	40	5	180	0,8	45	1500
9	1440	2950	2,58	950	35	2	190	0,4	62	1600
10	1490	3000	2,6	1000	30	3	200	0,6	40	1700
11	1540	3050	2,62	1050	40	4	210	0,8	50	1800
12	1590	3100	2,64	1100	35	5	220	0,4	74	1900
13	1640	3150	2,66	1150	30	2	230	0,6	37	2000
14	1690	3200	2,68	1200	40	3	240	0,8	45	2100
15	1740	3250	2,7	1250	35	4	250	1,0	62	2200
16	1290	2800	2,52	800	35	3	160	1,0	79	1300
17	1340	2850	2,54	850	30	4	170	0,6	37	1400
18	1390	2900	2,56	900	40	5	180	0,8	45	1500
19	1440	2950	2,58	950	35	2	190	0,4	62	1600
20	1490	3000	2,6	1000	30	3	200	0,6	40	1700
21	1540	3050	2,62	1050	40	4	210	0,8	50	1800
22	1590	3100	2,64	1100	35	5	220	0,4	74	1900
23	1640	3150	2,66	1150	30	2	230	0,6	37	2000
24	1690	3200	2,68	1200	40	3	240	0,8	45	2100
25	1740	3250	2,7	1250	35	4	250	1,0	62	2200

Питомий опір осаду, м/кг

$$R_{\text{осаду}} = 7.6 \times 10^6;$$

Питомий фільтрувальної тканини, м/кг

$$R_{\text{ф.т.}} = 4.1 \times 10^6.$$

## Додаток 1.8. Завдання та вихідні дані до розрахунку рідинної мішалки

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку рідинної мішалки та порівняти витрати енергії при застосуванні різних типів перемішуючих пристроїв.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

**Таблиця Д1.8.** Вихідні дані до розрахунку рідинної мішалки

№	D, м	$\rho_0$ , кг/м <sup>3</sup>	$\mu$ , мПа · с	$\rho_{ч}$ , кг/м <sup>3</sup>	$d_{ч}$ , мм	Тип мішалки (таблиця Д2.13)
1	1,6	1857	160,0	2400	0,2	1, 10
2	1,8	1847	137,0	2500	0,6	2, 13
3	1,0	1200	150,0	2450	1,3	3, 12
4	1,2	1039	110,2	2250	1,6	4, 14
5	1,4	1031	116,5	2300	1,8	5, 11
6	1,6	1022	114,4	2750	0,6	4, 10
7	1,8	1013	113,1	2150	0,4	3, 14
8	2,0	1004	112,3	2475	0,1	2, 10
9	2,2	996	111,8	2525	1,6	1, 13
10	2,4	987	110,5	3100	2,0	2, 12
11	1,2	1857	125,8	2670	0,8	3, 10
12	1,1	1031	127,4	2940	1,3	4, 12
13	1,8	1837	145,0	2800	0,6	5, 12
14	1,4	1031	116,5	2525	1,6	3, 12
15	1,3	1022	114,4	3100	2,0	4, 14
16	1,9	1031	116,5	2300	1,8	5, 11
17	1,5	1022	114,4	2750	0,6	4, 10
18	1,7	1013	113,1	2150	0,4	3, 14
19	2,1	1004	112,3	2475	0,1	2, 10
20	2,3	996	111,8	2525	1,6	1, 13
21	1,6	996	160,0	3100	0,8	2, 11
22	1,4	1001	131,7	2867	1,4	5, 13

**Додаток 1.9. Завдання та вихідні дані до розрахунку апарату із псевдозрідженим шаром**

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку апарату із псевдозрідженим шаром для двох значень еквівалентного діаметра частинок у шарі.

За результатами розрахунків навести висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес та основних параметрів апарату за результатами розрахунків.

**Вихідні дані:**

$\psi = 90;$	$\rho_T = 1450 \text{ кг/м}^3;$	$x_0 = 0.1\%;$
$\varepsilon_0 = 0.4;$	$C_M = 1.43 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{°C)};$	$u_2 = 0.1\%;$
$D_{\min} = 0.5 \text{ мм};$	$C_B = 4.19 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{°C)};$	$\alpha = 0.005;$
$t_2 = 97\text{°C};$	$x = 3.2\%;$	$P = 0.096 \text{ МПа.}$

**Таблиця Д1.9.** Значення вихідних даних для розрахунку шокової дробарки

№	$G_2,$ т/год	$d_e,$ мм	$x_p,$ %(мас)	$t_0,$ °C	$t_1,$ °C	$\theta_1,$ °C
1	1,00	2,5	40	25	350	25
2	0,90	3,4	49	16	341	16
3	0,75	3,0	57	23	333	23
4	0,95	2,6	41	24	349	24
5	0,85	3,5	50	15	340	15
6	0,70	3,1	58	24	332	24
7	0,90	2,7	42	23	348	23
8	0,80	3,6	51	14	339	14
9	0,65	3,2	59	23	331	23
10	0,85	2,8	43	22	347	22
11	0,75	3,7	52	13	338	13
12	1,00	3,3	60	22	330	22
13	0,80	2,9	44	21	346	21
14	0,70	3,8	53	12	337	12
15	0,95	2,6	56	21	329	21
16	0,75	3,0	45	20	345	20
17	0,65	3,9	54	25	336	25
18	0,90	2,7	57	20	328	20
19	0,70	3,1	46	19	344	19
20	0,60	4,0	55	24	335	24
21	0,85	2,8	58	19	327	19
22	1,00	3,2	47	18	343	18
23	0,55	2,5	56	23	334	23
24	0,80	2,9	59	18	326	18
25	0,95	3,3	48	17	342	17

## Додаток 1.10. Завдання та вихідні дані до розрахунку шокової дробарки

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку шокової дробарки при різних параметрах дробильної камери. Порівняти питомі енерговитрати на процес подрібнення.

Необхідно виконати перерахунки та визначити як впливає:

- 1) зменшення на 10 мм ширини шпальта  $e$  та ходу щоки  $s$ ;
- 2) збільшення на 10 градусів кута захоплення  $\alpha$ .

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

**Таблиця Д1.10.** Вихідні дані до розрахунку шокової дробарки

№	$G_{\text{зад}}$ , т/год	$d_{\text{п}}$ , мм	$A$ , м	$B$ , м	$e$ , мм	$s$ , мм	$A$	$\rho_{\text{г}}$ , кг/м <sup>3</sup>	$\sigma$ , МПа	$E$ , ГПа
1	120	0,9	1,2	1,2	150	30	0,35	3300	40	30
2	140	1,0	1,3	1,3	180	20	0,30	2800	53	43
3	90	0,93	1,2	1,2	150	36	0,40	2800	45	35
4	50	0,8	1,1	1,1	120	40	0,25	2800	39	29
5	90	0,65	0,9	0,9	100	30	0,40	2800	40	30
6	70	0,86	1,1	1,1	130	42	0,30	2800	54	44
7	80	0,7	0,9	0,9	110	30	0,55	2690	38	28
8	110	0,82	1,1	1,1	120	44	0,45	1600	44	34
9	80	0,79	1,0	1,0	125	33	0,25	2690	39	29
10	100	0,6	0,8	0,8	100	20	0,30	3000	37	27
11	130	1,0	1,3	1,3	180	20	0,25	5200	55	45
12	60	0,92	1,2	1,2	150	34	0,40	1600	43	33
13	70	0,95	1,2	1,2	160	30	0,30	2800	36	26
14	120	0,5	0,7	0,7	80	20	0,35	2600	49	39
15	160	0,69	0,9	0,9	100	38	0,40	5200	42	32
16	180	0,85	1,1	1,1	140	30	0,25	2800	35	25
17	90	0,84	1,1	1,1	130	38	0,35	2690	48	38
18	140	0,75	1	1,0	120	30	0,30	3300	41	31
19	70	0,63	0,8	0,8	100	26	0,30	2800	41	31
20	110	0,55	0,7	0,7	90	20	0,25	2800	47	37
21	70	0,68	0,8	0,8	100	36	0,35	2690	39	29
22	80	0,88	1,1	1,1	150	26	0,3	3000	42	32
23	110	0,91	1,2	1,2	150	32	0,25	5200	46	36
24	80	0,97	1,3	1,3	170	24	0,30	1600	40	30
25	100	0,83	1,1	1,1	130	36	0,31	2800	43	33

Коефіцієнт тертя  $f = 0.13$

## Додаток 1.11. Завдання та вихідні дані до розрахунку валкової дробарки

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку валкової дробарки при різних розмірах валків та зазору між валками. Порівняти питомі енерговитрати на процес подрібнення.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

**Таблиця Д1.11.** Вихідні дані до розрахунку валкової дробарки

№	$G_{\text{зад.}}$ Т/ГОД	$d_{\text{п}}$ мм	$\rho_{\text{т}}$ кг/м <sup>3</sup>	$\sigma$ МПа	$E_{\text{т}}$ ГПа	$i$	$\mu$	$\eta$
1	30	40	1690	50	20	4	0.20	0.85
2	32	44	1800	300	200	4	0.25	0.84
3	34	40	1800	100	90	4	0.30	0.83
4	36	41	1800	80	80	4	0.35	0.82
5	38	50	1800	300	200	4	0.40	0.81
6	30	40	1800	70	80	5	0.45	0.80
7	37	40	1690	80	80	5	0.50	0.79
8	39	42	1600	80	85	5	0.55	0.78
9	33	42	2000	90	90	4	0.65	0.76
10	31	41	1800	100	80	4	0.60	0.77
11	30	40	1800	300	200	4	0.20	0.85
12	32	42	1600	80	85	5	0.25	0.84
13	34	42	1800	70	90	4	0.30	0.83
14	36	41	2000	90	80	4	0.35	0.82
15	38	40	1690	80	80	5	0.40	0.81
16	30	40	1800	100	90	4	0.45	0.80
17	37	38	1600	80	95	4	0.50	0.79
18	39	41	1800	50	20	4	0.55	0.78
19	33	50	1800	50	20	4	0.65	0.76
20	31	41	1000	300	200	4	0.60	0.77
21	38	50	1800	200	190	5	0.40	0.85
22	30	40	1600	80	85	4	0.45	0.84
23	32	40	1800	70	90	5	0.50	0.83
24	34	41	2000	90	80	4	0.55	0.78
25	35	50	1690	80	80	5	0.65	0.76

Коефіцієнт тертя матеріалу об валки:  $f=0.3$

## Додаток 1.12. Завдання та вихідні дані до розрахунку бігунів

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку бігунів для сухого подрібнення та визначити:

- діаметр котків;
- необхідну силу натискання котків на матеріал та перевірити її забезпечення за обраного типу бігунів;
- продуктивність бігунів.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

**Таблиця Д1.12.** Вихідні дані до розрахунку бігунів

№	Твердий матеріал	$d_p$ , мм	$i$	$\rho_T$ , кг/м <sup>3</sup>	$\rho_K$ , кг/м <sup>3</sup>	$\sigma$ , МПа	$f$	$\mu$
1	Гіпс	5,00	5	2690	7000	80	0,30	0,20
2	Мергель	5,50	5	2800	7000	100	0,35	0,25
3	Мергель	4,75	5	2800	7000	100	0,38	0,30
4	Апатит	5,25	5	2800	7000	80	0,45	0,35
5	Вапняк	5,00	5	2800	7000	90	0,36	0,40
6	Вапняк	5,50	5	2800	7000	80	0,50	0,45
7	Гіпс	4,75	5	2690	7000	50	0,44	0,50
8	Антрацит	5,25	5	1600	7000	50	0,33	0,55
9	Вапняк	5,50	5	3000	7000	90	0,41	0,65
10	Гіпс	5,25	5	2800	7000	100	0,47	0,60
11	Апатит	5,00	5	2800	7000	80	0,30	0,20
12	Антрацит	5,50	5	1600	7000	50	0,35	0,25
13	Вапняк	4,75	5	2800	7000	70	0,38	0,30
14	Вапняк	5,25	5	3000	7000	90	0,45	0,35
15	Гіпс	5,00	5	2690	7000	50	0,36	0,40
16	Мергель	5,50	5	2800	7000	100	0,50	0,45
17	Антрацит	4,75	5	1600	7000	50	0,44	0,50
18	Гіпс	5,25	5	2800	7000	100	0,33	0,55
19	Апатит	5,50	5	2800	7000	80	0,41	0,65
20	Вапняк	5,25	5	3000	7000	90	0,47	0,60
21	Вапняк	4,75	5	1600	7000	50	0,50	0,20
22	Гіпс	5,25	5	3000	7000	90	0,44	0,25
23	Апатит	5,00	5	2800	7000	100	0,33	0,30
24	Антрацит	5,50	5	2800	7000	80	0,41	0,35
25	Вапняк	4,75	5	1600	7000	50	0,47	0,40



### Додаток 1.13. Завдання та вихідні дані до розрахунку кульового млина

**Завдання.** Опанувати методику розрахунку кульового млина для розмелювання твердих матеріалів та визначити:

- діаметр подрібнювальних куль;
- продуктивність одного млина та їх кількість для забезпечення заданої продуктивності.

За результатами розрахунків навести висновки із вказанням основних параметрів.

**Таблиця Д1.13.** Вихідні дані до розрахунку кульового млина

№	$G_{\text{зад}},$ Т/ГОД	$D_{\text{б}},$ М	$L_{\text{б}},$ М	$d_{\text{п}},$ ММ	$d_{\text{к}},$ МКМ	$\rho_{\text{т}},$ КГ/М <sup>3</sup>
1	30	1,5	4,0	0,05	0,8	3300
2	90	2,4	6,5	0,06	1,0	2800
3	50	2,0	6,0	0,07	1,25	2800
4	80	1,6	4,5	0,08	1,6	2800
5	40	2,5	7,0	0,09	1,5	2800
6	100	2,1	6,0	0,10	1,6	2800
7	40	2,6	7,2	0,11	1,9	2690
8	50	1,7	4,5	0,12	2,0	1600
9	30	2,2	6,5	0,13	2,2	2690
10	90	2,7	8,0	0,14	2,45	3000
11	60	1,8	5,2	0,15	2,63	5200
12	40	2,3	6,5	0,16	2,8	1600
13	30	1,9	5,7	0,17	2,9	2800
14	70	2,8	8,4	0,18	3,1	2600
15	50	1,6	4,8	0,19	3,3	5200
16	40	2,0	6,0	0,20	3,5	2800
17	80	2,9	8,7	0,21	3,3	2690
18	40	1,7	5,1	0,22	3,5	3300
19	60	2,1	6,3	0,23	4,0	2800
20	90	3,0	9,0	0,24	4,1	2800
21	60	1,8	5,4	0,25	4,4	2690
22	70	2,2	6,6	0,26	4,5	3000
23	30	1,5	4,5	0,27	4,7	5200
24	70	1,9	5,7	0,28	4,9	1600
25	80	2,3	6,9	0,29	5,0	2800

## ДОДАТОК 2. Деякі табличні значення

**Таблиця Д2.1.** Теплофізичні властивості повітря

$t_r, ^\circ\text{C}$	0	100	200	300	400	500	600	700
$\mu \cdot 10^7, \text{Па}\cdot\text{с}$	171	219	260	297	330	362	391	417
$\rho_r, \text{кг/м}^3$	1.293	0.946	0.746	0.615	0.535	0.456	0.414	0.371

**\*Примітка:** Для проміжних значень температури динамічну в'язкість знаходять за допомогою інтерполяції:

$$\mu_{t_r} = \mu_2 + \frac{\mu_1 - \mu_2}{t_1 - t_2} \cdot (t_r - t_2).$$

Аналогічно визначаються і проміжні значення густини газу.

**Таблиця Д2.2.** Параметри, що визначають ефективність циклонів

Параметр	Тип циклона						
	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
$d_{50}^T, \text{мкм}$	8.500	6.000	4.500	3.650	2.310	1.950	1.130
$\lg\sigma_\eta$	0.308	0.283	0.352	0.352	0.364	0.308	0.340
$w_{\text{опт}}, \text{м/с}$	4.500	3.500	3.500	3.500	2.000	1.700	2.000

**Примітки:**

- $d_{50}^T$  – діаметр частинок, що уловлюються на 50% в стандартних умовах; значення  $d_{50}^T$  відповідає таким умовам роботи циклонів: середня швидкість газу у циклоні  $w^T = 3.5 \text{ м/с}$ ; діаметр циклона  $D_{\text{ц}}^T = 0.6 \text{ м}$ ; густина частинок  $\rho_r^T = 1930 \text{ кг/м}^3$ ; динамічна в'язкість газу  $\mu_r^T = 22.2 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ .
- $\sigma_\eta$  – величина, що характеризує дисперсію ( $\lg^2\sigma_\eta$ ) величини  $\lg\sigma_\eta$  у функції фракційної характеристики.

**Таблиця Д2.3.** Коефіцієнти опору циклонів  $D=500$  мм ( $w=3$  м/с)

Тип циклона	D/d	Без додаткових пристроїв		Із кільцевим дифузоро м		Із вихідним завихрювачем	Із відводом під кутом $90^\circ$ , $R/d=1,5$	
		$\xi_{ц500}^c$	$\xi_{ц500}^п$	$\xi_{ц500}^c$	$\xi_{ц500}^п$	$\xi_{ц500}^c$	$l/d=0\div 12$ $\xi_{ц500}^c$	$l/d>12$ $\xi_{ц500}^п$
ЦН-11	0.59	245	250	207	215	235	245	250
ЦН-15	-	155	163	132	140	150	155	160
ЦН-15У	-	165	170	140	148	158	165	170
ЦН-24	-	75	80	64	70	73	75	80
СДК-ЦН-33	0.33	520	600	-	-	-	-	-
СК-ЦН-34	0.34	1050	1150	-	-	-	-	-
СК-ЦН34М	0.22	1750	2000	-	-	-	-	-

**Примітка:**

Індекс «с» означає, що циклон працює у гідравлічній мережі;

Індекс «п» означає, що циклон працює на викид до атмосфери.

**Таблиця Д2.4.** Поправочний коефіцієнт  $K_1$ , що залежить від діаметра циклона

$D_{ц}$ , мм	Тип циклона		
	ЦН-11	ЦН-15, ЦН-24, ЦН-15У	СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34М
150	0.94	0.85	1.0
200	0.95	0.90	1.0
300	0.96	0.93	1.0
450	0.99	1.0	1.0
500	1.00	1.0	1.0

**Таблиця Д2.5.** Поправочний коефіцієнт  $K_2$ , що враховує запиленість газів

Тип циклона	Запиленість, $C_{вх}$ , г/м <sup>3</sup>						
	0	10	20	40	80	120	150
ЦН-11	1	0.960	0.940	0.920	0.900	0.870	0.850
ЦН-15	1	0.930	0.920	0.910	0.900	0.870	0.860
ЦН-15У	1	0.930	0.920	0.910	0.890	0.880	0.870
ЦН-24	1	0.950	0.930	0.920	0.900	0.870	0.860
СДК-ЦН-33	1	0.810	0.785	0.780	0.770	0.760	0.745
СК-ЦН-34	1	0.980	0.947	0.930	0.915	0.910	0.900
СК-ЦН-34М	1	0.990	0.970	0.950	-	-	-

**Таблиця Д2.6.** Поправочний коефіцієнт  $K_3$ , що залежить від компоновки батареї циклонів

Характеристика компоновки	$K_3$
Кругова компоновка, нижнє підведення газів, які очищаються до кожного циклону	60
Прямокутна компоновка, підведення газів у загальну камеру	60
Прямокутна компоновка, відведення газів із загальної камери	35
Прямокутна компоновка, равликоче відведення від кожного циклону	28

**Таблиця Д2.7.** Значення нормальної функції розподілу  $\Phi(x)$ 

x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$	x	$\Phi(x)$
-2.70	0.0035	-0.90	0.1841	0.90	0.8159
-2.60	0.0047	-0.80	0.2119	1.00	0.8413
-2.50	0.0062	-0.70	0.2420	1.10	0.8643
-2.40	0.0082	-0.60	0.2743	1.20	0.8849
-2.30	0.0107	-0.50	0.3085	1.30	0.9032
-2.20	0.0139	-0.40	0.3446	1.40	0.9192
-2.10	0.0179	-0.30	0.3821	1.50	0.9332
-2.00	0.0228	-0.20	0.4207	1.60	0.9452
-1.90	0.0288	-0.10	0.4602	1.70	0.9554
-1.80	0.0359	0.00	0.5000	1.80	0.9641
-1.70	0.0446	0.10	0.5398	1.90	0.9713
-1.60	0.0548	0.20	0.5793	2.00	0.9772
-1.50	0.0668	0.30	0.6179	2.10	0.9821
-1.40	0.0808	0.40	0.6554	2.20	0.9861
-1.30	0.0968	0.50	0.6915	2.30	0.9893
-1.20	0.1151	0.60	0.7257	2.40	0.9918
-1.10	0.1357	0.70	0.7580	2.50	0.9938
-1.00	0.1587	0.80	0.7881	2.60	0.9953

**Таблиця Д2.8.** Допустима концентрація пилу в газах

Діаметр циклона, мм	800	600	500	400	300	200	100
Припустима концентрація часток, кг/м <sup>3</sup>	2.5	2.0	1.5	1.2	1.0	0.8	0.6

**Таблиця Д2.9.** Співвідношення розмірів у частках від внутрішнього діаметру  $D$  для циклонів типу ЦН

Показник	Тип циклона			
	ЦН-11	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24
Внутрішній діаметр вихлопної труби, $d$	0.59	0.59	0.59	0.59
Внутрішній діаметр пилевипускного отвору, $d_1$	0.3÷0.4	0.3÷0.4	0.3÷0.4	0.3÷0.4
Ширина вхідного патрубку у циклоні (внутрішній розмір), $b$	0.2	0.2	0.2	0.2
Ширина вхідного патрубку на вході (внутрішній розмір), $b_1$	0.26	0.26	0.26	0.26
Довжина вхідного патрубку, $l$	0.6	0.6	0.6	0.6
Діаметр середньої лінії циклона, $D_{сер}$	0.8	0.8	0.8	0.8
Висота установки фланця, $h_{фл}$	0.1	0.1	0.1	0.1
Кут нахилу кришки і вхідного патрубку циклона, $\alpha$ , град	11	15	15	24
Висота вхідного патрубку, $a$	0.48	0.66	0.66	1.11
Висота вивідної труби, $h_T$	1.56	1.74	1.5	2.11
Висота циліндричної частини, $H_{ц}$	2.06	2.26	1.51	2.11
Висота конічної частини, $H_k$	2.0	2.0	1.5	1.75
Висота зовнішньої частини вивідної труби, $h_B$	0.3	0.3	0.3	0.4
Загальна висота циклона, $H$	4.38	4.56	3.31	4.26

**Таблиця Д2.10.** Співвідношення розмірів від діаметру для циклонів СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34М

Показник	Тип циклона	
	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
Внутрішній діаметр циліндричної частини, $D_{\text{ц}}$	до 3000 м	до 4000 м
Висота циліндричної частини, $H_{\text{ц}}$	0.515	0.4
Висота конічної частини, $H_{\text{к}}$	2.11	2.6
Внутрішній діаметр вихлопної труби, $d$	0.34	0.220
Внутрішній діаметр пилевипускного отвору, $d_1$	0.229	0.18
Ширина вхідного патрубку у циклоні (внутрішній розмір), $b$	0.214	0.18
Висота зовнішньої частини вивідної труби, $h_{\text{в}}$	0.515	0.3
Висота установки фланця, $h_{\text{фл}}$	0.1	0.1
Висота вхідного патрубку, $a$	0.2÷0.3	0.4
Довжина вхідного патрубку, $l$	0.6	0.6
Висота вихлопної труби, $h_{\text{т}}$	0.515	0.4
Поточний радіус завитка, $r$	$D_{\text{ц}}/2 + b\varphi/2\pi$	$D_{\text{ц}}/2 + b\varphi/\pi$

**Таблиця Д2.11.** Теплофізичні властивості води:

$t, \text{ }^\circ\text{C}$	0	20	40
$\mu_{\text{р}}, \text{ мПа}\cdot\text{с}$	1.79	1.0	0.656
$\rho, \text{ кг/м}^3$	1000	998	992

**Таблиця Д2.12.** Основні параметри барабаних вакуум-фільтрів із зовнішньою поверхнею фільтрації загального призначення

Показники	Типорозміри фільтрів			
	БОУ5-1.675	БОУ10-2.6	БОУ20-2.6	БОУ40-3.4
Поверхня фільтрування, м <sup>2</sup>	5	10	20	40
Розміри барабану, мм:				
– діаметр.....	1762	2612	2612	3000
– довжина.....	960	1350	2702	4400
Кут занурення барабана в суспензію, град	132	149	149	105÷155
Кути зон, град:				
– фільтрації.....	124.5	132	132	97.5÷135
– I сушіння.....	67	59.5	59.5	81.5÷56
– промивки та II сушіння	103	103	103	103
– віддувки.....	20	20	20	20
– регенерації.....	20	20	20	20÷37.5
Частота обертів барабана, об/хв	0.13÷2	0.13÷2	0.13÷2	0.43
Середня швидкість переміщення лопатей мішалки, м/с	0.3	0.3	0.3	0.37
Об'єм суспензії у ванні, л	1300	2700	4200	3000
Електродвигуни приводу барабана та мішалки:				
– тип	АО2-22-6	АО2-32-6	АО2-41-6	АО2-41-4/1
– частота обертів вала, 1/хв	930	930	960	460
– потужність, кВт	1.1	2.2	3.0	3.3
Габаритні розміри, мм	2980× 2410× 2650	3420× 3820× 3415	4750× 3230× 3830	6600× 4300× 3640
Маса, кг	4990	7858	12432	17880



**Таблиця Д2.13.** Характеристики мішалок і апаратів з перемішуючим пристроєм

№	Тип мішалки	Характеристики мішалки				Характеристика ємності
		D/d	H/D	b/d	S/d	
1.	Двохлопатева	3	1	0,25	-	Без перегородок
2.	Двохлопатева	3	1	0,167	-	З чотирма перегородками шириною 0,1D
3.	Двохлопатева	2	1	0,885	-	Без перегородок
4.	Двохлопатева	2	1	0,885	-	Із зміювиком $d_{зм}=1,9d$ , $d_{тр}=1,9d$ , $t=0,12d$
5.	Шестилопатева	1,11	1	0,066	1	Без перегородок
10.	Відкрита турбінна мішалка з плоскими лопатями	3	1	0,2 $l/d=0,25$	-	Без перегородок
11.	Відкрита турбінна з шістьма плоскими лопатями	3	1	0,2 $l/d=0,25$	-	З чотирма перегородками шириною 0,1D
12.	Відкрита турбінна з вісьмома плоскими лопатями	3	1	0,125	-	З чотирма перегородками шириною 0,1D
13.	Закрита турбінна з шістьма лопатями	3	1	-	-	Без перегородок
14.	Закрита турбінна з шістьма лопатями і направляючим апаратом з 12 лопатями	3	1	-	-	Без перегородок

$d$  – діаметр мішалок,  $D$  – діаметр апарата,  $H$  – висота шару рідини в апараті,  $b$  – ширина лопаті мішалки,  $S$  – шаг гвинта,  $l$  – довжина лопаті.

**Таблиця Д2.14.** Значення коефіцієнтів  $C$ ,  $k$ ,  $l$ ,  $m$ ,  $n$

Тип мішалки	C	k	l	m	n
Для пропелерної мішалки	0,105	0,6	0,8	0,4	1,9
Для турбінної мішалки	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

## СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Процеси та обладнання хімічної технології. Частина II: Навчальний посібник / Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»; уклад.: Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев. – Київ : НТУУ «КПІ». – 2010. – 376 С.
2. Мікульонок І. О. Механічні, гідромеханічні і масообмінні процеси та обладнання хімічної технології: навч. посіб. / І.О. Мікульонок. – 2-ге вид., перероб. і допов. – К.: ІВЦ «Політехніка», 2002. – 304 С.
3. Процеси та апарати хімічної технології / Підручник у 2ч – 1ч/ Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГАТЛІНСЬКА, В.О. ЛЕЩЕНКО та інші: За заг. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Харків: НТУУ "ХПІ". – 2007 р. – 616 С.
4. Процеси та апарати хімічної технології / Підручник у 2ч – 2ч/ Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГАТЛІНСЬКА, В.О. ЛЕЩЕНКО та інші: За заг. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Харків: НТУУ "ХПІ". – 2007 р. – 540 С.