

Міністерство освіти і науки України  
Сумський державний університет

# **ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ПРИРОДООХОРОННИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

Підручник  
У ДВОХ ТОМАХ  
**Том 2**

Рекомендовано вченою радою Сумського державного університету



Суми  
Сумський державний університет  
2017

УДК 502.17(075.8)

П84

Авторський колектив:

*Л. Д. Пляцук*, доктор технічних наук, професор;  
*Р. А. Васькін*, кандидат технічних наук, доцент;  
*В. П. Шапорев*, доктор технічних наук, професор;  
*В. Ф. Моїсєєв*, кандидат технічних наук, професор;  
*Л. Л. Гурець*, доктор технічних наук, професор;  
*Г. І. Гринь*, доктор технічних наук, професор;  
*Є. В. Манойло*, кандидат технічних наук, доцент;  
*І. В. Пітак*, кандидат технічних наук, доцент;  
*Н. Г. Пономарьова*, кандидат технічних наук, доцент;  
*Б. М. Комариста*, кандидат технічних наук, старший викладач

Рецензенти:

*В. І. Склабінський* – доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри процесів та обладнання хімічних та нафтопереробних виробництв Сумського державного університету;  
*М. С. Мальований* – доктор технічних наук, професор, завідувач кафедри екології та збалансованого природокористування Національного університету «Львівська політехніка»

*Рекомендовано до видання  
вченою радою Сумського державного університету  
як підручник  
(протокол № 11 від 15 червня 2017 року)*

**Процеси** та апарати природоохоронних технологій : підручник :  
П84 у 2 т. / Л. Д. Пляцук, Р. А. Васькін, В. П. Шапорев та ін. – Суми :  
Сумський державний університет, 2017. – Т. 2. – 521 с.  
ISBN 978-966-657-687-6  
ISBN 978-966-657-689-0 (том 2)

У підручнику висвітлено принципи та закономірності інженерного захисту довкілля, охарактеризовано основні види і джерела забруднення. Розглянуто механічні, гідромеханічні, масообмінні, теплові, хімічні, біохімічні процеси захисту довкілля, а також супутні процеси.

Для студентів вищих навчальних закладів спеціальностей «Екологія», «Технологія захисту навколишнього середовища», аспірантів, викладачів, наукових та інженерно-технічних працівників.

**УДК 502.17(075.8)**

ISBN 978-966-657-687-6  
ISBN 978-966-657-689-0 (том 2)

© Пляцук Л. Д., Васькін Р. А.,  
Моїсєєв В. Ф. та ін., 2017  
© Сумський державний університет, 2017

## ЗМІСТ

	С.
РОЗДІЛ 1. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ.....	7
1.1. Основні поняття.....	7
1.2. Елементарні види перенесення маси.....	8
1.3. Способи вираження складу фаз.....	13
1.4. Рівновага при масопередачі.....	16
1.5. Рівняння робочої лінії.....	19
1.6. Рівняння масовіддачі.....	22
1.7. Перетворення рівняння конвективного масоперенесення.....	23
1.8. Моделі масовіддачі.....	24
1.9. Рівняння масопередачі.....	27
1.10. Об'ємні коефіцієнти масовіддачі й масопередачі.....	30
1.11. Рушійна сила процесів масопередачі.....	32
1.12. Масопередача під час руху частинок.....	33
1.13. Масообмін при плівковій течії рідини.....	38
1.14. Розрахунок основних розмірів масообмінних апаратів.....	42
1.15. Аналогія між процесами перенесення теплоти, маси та імпульсу...	46
Питання для самоконтролю.....	48
Список додаткової літератури для вивчення розділу 1.....	50
РОЗДІЛ 2. РЕКТИФІКАЦІЙНІ ТА АБСОРБЦІЙНІ КОЛОННІ АПАРАТИ.....	51
2.1. Класифікація колонних апаратів.....	52
2.2. Тарілчасті колони.....	54
2.3. Насадкові колони.....	62
2.4. Колонне обладнання, в якому відбувається розпилювання матеріалів.....	67
2.5. Відбійні пристрої.....	70

2.6. Вузли введення сировини та розподілу потоків.....	72
2.7. Методика розрахунку.....	76
2.8. Приклади розрахунків.....	98
Питання для самоконтролю.....	121
Список додаткової літератури для вивчення розділу 2.....	122
<b>РОЗДІЛ 3. ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЕКСТРАКЦІЇ.....</b>	<b>125</b>
3.1. Обладнання для рідинної екстракції.....	125
3.2. Конструкції агрегатів рідинної екстракції.....	126
3.3. Обладнання для екстрагування з твердої фази.....	147
3.4. Конструкції агрегатів екстракції з твердої фази.....	151
3.5. Рекомендації до розрахунку екстракторів.....	164
3.6. Методика розрахунків.....	165
3.7. Приклади розрахунків.....	170
Питання для самоконтролю.....	173
Список додаткової літератури для вивчення розділу 3.....	174
<b>РОЗДІЛ 4. СУШИЛЬНЕ УСТАТКУВАННЯ.....</b>	<b>175</b>
4.1. Призначення, засоби та фізичні основи сушіння.....	175
4.2. Класифікація та вибір сушильного обладнання.....	177
4.3. Типові конструкції обладнання для проведення сушіння.....	183
4.4. Приклад розрахунку.....	213
Питання для самоконтролю.....	225
Список додаткової літератури для вивчення розділу 4.....	226
<b>РОЗДІЛ 5. ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ КРИСТАЛІЗАЦІЇ.....</b>	<b>227</b>
5.1. Класифікація методів та обладнання для проведення кристалізації.....	227
5.2. Кристалізатори для тверднення розплавів.....	230
5.3. Кристалізатори з відведенням теплоти через поверхні охолодження.....	239

5.4. Випарні кристалізатори.....	248
5.5. Вакуумні кристалізатори.....	253
5.6. Методика розрахунків.....	265
Питання для самоконтролю.....	273
Список додаткової літератури для вивчення розділу 5.....	274
6. ХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ.....	275
6.1. Кінетика хімічних процесів.....	275
6.2. Хімічні процеси в гетерогенних системах.....	284
6.3. Матеріальний баланс хімічних процесів.....	289
6.4. Тепловий баланс хімічних процесів.....	289
6.5. Види хімічних реакторів, розрахунок хімічних реакторів.....	290
6.6. Високотемпературні хімічні реактори (печі).....	294
Питання для самоконтролю.....	297
Список додаткової літератури для вивчення розділу 6.....	297
РОЗДІЛ 7. ХІМІЧНІ РЕАКТОРИ.....	298
7.1. Конструкції рідинних хімічних реакторів.....	298
7.2. Конструкції газових хімічних реакторів.....	308
7.3. Конструкції твердофазових хімічних реакторів.....	324
7.4. Конструкції хімічних реакторів системи газ – рідина.....	330
7.5. Конструкції хімічних реакторів гетерофазових процесів системи газ – тверде тіло.....	346
7.6. Конструкції хімічних реакторів системи рідина – тверде тіло.....	356
7.7. Методика розрахунку реакторів.....	363
Питання для самоконтролю.....	370
Список додаткової літератури для вивчення розділу 7.....	372
РОЗДІЛ 8. БІОХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ.....	373
8.1. Біологічне очищення стічних вод.....	373

8.2. Кінетика процесів біологічного очищення стічних вод.....	380
8.3. Біологічні реактори періодичної дії.....	384
8.4. Біологічні реактори безперервної дії.....	384
8.5. Аеробні процеси.....	386
8.6. Анаеробні процеси.....	389
Питання для самоконтролю.....	391
Список додаткової літератури для вивчення розділу 8.....	392
РОЗДІЛ 9. ПОДРІБНЮВАЧІ.....	393
9.1. Способи та теоретичні основи подрібнення. Загальні положення.....	394
9.2. Подрібнювачі розколювальної та розламувальної дій.....	396
9.3. Подрібнювачі розтискної дії.....	408
9.4. Подрібнювачі стирально-розтискної дії.....	412
9.5. Подрібнювачі ударної дії.....	421
9.6. Ударно-стиральні та колоїдні подрібнювачі.....	441
9.7. Методика розрахунків.....	451
9.8. Приклад розрахунку молоткової дробарки.....	463
Питання для самоконтролю.....	467
Список додаткової літератури для вивчення розділу 9.....	468
РОЗДІЛ 10. ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ КЛАСИФІКАЦІЇ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ.....	469
10.1. Процес класифікації, характеристики та критерії ефективності.....	469
10.2. Механічні та гідравлічні класифікатори.....	471
10.3. Пневматичні класифікатори.....	487
10.4. Магнітні класифікатори.....	497
10.5. Електростатичні класифікатори.....	501
10.6. Методика розрахунків.....	506
Питання для самоконтролю.....	518
Список додаткової літератури для вивчення розділу 10.....	519

# РОЗДІЛ 1

## МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

### 1.1. Основні поняття

Ряд природоохоронних процесів ґрунтується на явищах масообміну. До таких належать:

– **абсорбція** – процес очищення газових викидів рідким поглиначем, за якого речовина з газової фази переходить у рідку;

– **адсорбція** – процес очищення газових викидів і стічних вод твердим пористим поглиначем, за якого речовина з газової або рідкої фази переходить у тверду. Різновидом адсорбції є **іонний обмін** – процес очищення газових викидів і стічних вод, який полягає у здатності деяких твердих речовин (іонітів) обмінювати свої рухомі іони на іони розчинів електролітів;

– **десорбція** – процес, зворотний абсорбції або адсорбції, використовуваний для регенерації поглинача, за якого речовина з твердої або рідкої фази переходить у газу;

– **екстракція** – процес очищення стічних вод шляхом вилучення речовини, розчиненої в рідині, іншою рідиною, що практично не змішується з першою, за якого речовина, що вилучається, переходить з однієї рідкої фази в іншу. Вилучення на основі вибіркової розчинності одного або кількох компонентів із твердого пористого матеріалу одержало назву *екстракції з твердого тіла*;

– **ректифікація** – процес розділу стічних вод шляхом взаємного обміну компонентами між рідиною і паром, одержаною в результаті випаровування роздільної рідкої суміші;

– **сушіння** – видалення вологи з твердих матеріалів шляхом її випаровування, за якого волога переходить із твердої фази в газу або парову. У природоохоронних технологіях сушіння застосовують при утилізації відходів виробництва;

– **кристалізація** – виділення твердої фази у вигляді кристалів із розчинів

або розплавів, за якого речовина переходить із рідкої фази у тверду.

Масообмін може відбуватися з переходом одного або багатьох компонентів з одночасним перебігом хімічної реакції, ізотермічно, неізотермічно, разом із теплообміном.

Основою усіх зазначених процесів є перехід речовин з однієї фази в іншу в напрямку досягнення рівноваги.

Аналогічно до процесів теплообміну при перенесенні речовини розрізняють масовіддачу і масопередачу.

*Масовіддача* – це перенесення речовини в межах однієї фази з ядра фази до межі поділу між фазами або в зворотному напрямку.

*Масопередача* – це перенесення речовини з однієї фази в іншу через межу поділу фаз.

На відміну від теплообмінних процесів, у більшості з яких перенесення тепла здійснюється через роздільну стінку, масообмін відбувається при безпосередньому контакті фаз. При цьому межа поділу фаз може бути рухомою – на поверхні плівок, бульбашок, краплин, струменів у процесах за участі газу, рідини і пари (наприклад, при абсорбції), і нерухомою – на межі твердої фази (наприклад, при адсорбції).

## **1.2. Елементарні види перенесення маси**

Існують два елементарні види перенесення маси того чи іншого компонента: молекулярна дифузія і конвективне перенесення, фізичний зміст яких аналогічний теплопровідності та конвективному перенесенню теплоти.

*Молекулярна дифузія* має такі види: концентраційну дифузію, термодифузію, бародифузію.

Концентраційна дифузія викликана неоднорідним розподілом концентрацій компонентів.

У неоднорідному полі температури виникає додатковий потік компонента під дією градієнта температур, який називається *термодифузією (ефектом Соре)*:



$$\vec{j}_{it} = -\rho_i \frac{D_{iT}}{T} \vec{\nabla} T, \quad (1.1)$$

де  $D_{iT}$  – коефіцієнт термодифузії, м<sup>2</sup>/с.

За наявності в нерухомому середовищі неоднорідного поля тиску відбувається дифузія компонента під дією градієнта тиску. Такий тип дифузії називається *бародифузією* й описується рівнянням

$$\vec{j}_{it} = -\rho_i \frac{D_{ip}}{p} \vec{\nabla} p, \quad (1.2)$$

де  $D_{ip}$  – коефіцієнт бародифузії, м<sup>2</sup>/с.

Необхідно зазначити, що масоперенесення термодифузією, бародифузією і дифузією в поле зовнішніх сил (в електричному полі і т. п.), як правило, має обмежений характер. У процесі молекулярної дифузії, як правило, спостерігається концентраційна дифузія, що описується законом Фіка (2.85):

$$dM = -DdSd\tau \frac{\partial C}{\partial n}.$$

Числове значення коефіцієнта дифузії  $D$  залежить від молекулярно-кінетичних характеристик компонента і середовища, в якому відбувається дифузійне поширення речовини.

Коефіцієнт дифузії  $D$  газу  $A$  в газі  $B$  або навпаки визначають за формулою

$$D = \frac{4,3 \cdot 10^{-7} T^{3/2}}{p(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \quad (1.3)$$

де  $T$  – температура, К;  $p$  – абсолютний тиск, Па;  $M_A$  і  $M_B$  – молярні маси газів  $A$  і  $B$ ;  $v_A$  і  $v_B$  – молярні об'єми газів  $A$  і  $B$ , що визначаються як сума атомних об'ємів елементів, які входять до складу газів.

Атомні та молярні об'єми деяких хімічних елементів і газів наведені в табл. 1.1.

Якщо відоме значення коефіцієнта дифузії  $D_1$  газу в газовому середовищі за температури  $T_1$  і тиску  $p_1$ , то значення  $D_2$  за температури  $T_2$  і тиску  $p_2$  згідно з рівнянням (1.3) можна визначити зі співвідношення

$$D_2 = D_1 \frac{p_1}{p_2} \left( \frac{T_2}{T_1} \right)^{3/2} . \quad (1.4)$$

Таблиця 1.1 – Атомні та молярні об'єми деяких хімічних елементів та газів

Хімічний елемент	Атомний об'єм x 10 <sup>-3</sup> , м <sup>3</sup>	Газ	Молярний об'єм x 10 <sup>-3</sup> , м <sup>3</sup>
В	27	H <sub>2</sub>	14,3
С	14,8	O <sub>2</sub>	25,6
Сl	24,6	N <sub>2</sub>	31,2
Н	3,7	Повітря	29,9
Н у первинних амінах	10,5	С	30,7
Н у вторинних амінах	12	С <sub>2</sub>	34
Н із двома насиченими зв'язками	15,6	SO <sub>2</sub>	44,8
О із двома насиченими зв'язками	7,4	NO	23,6
О в альдегідах і кетонах	7,4	N <sub>2</sub> O	36,4
О у складних ефірах	9,1	NH <sub>3</sub>	25,8
О у простих ефірах	9,9	H <sub>2</sub> O (пара)	18,9
О у вищих ефірах	11	H <sub>2</sub> S	32,9
О у кислотах	12	Cl <sub>2</sub>	48,2
О у сполуках з S, P, N	8,3	Br <sub>2</sub>	53,2
S	25,6	I <sub>2</sub>	71,5
I	37		

У таблиці 1.2 наведені коефіцієнти дифузії  $D \cdot 10^{-6}$  деяких газів і пари у повітрі за нормальних умов.

Коефіцієнт дифузії розчиненої речовини в розведеному розчині в рідинах може бути обчислений за співвідношенням

$$D = 7,4 \cdot 10^{-12} \frac{(\beta_a M)^{1/2} T}{\mu \nu^{0,6}}, \quad (1.5)$$

де  $M$  і  $\mu$  – молярна маса і в'язкість розчинника;  $T$  – температура;  $\nu$  – молярний об'єм дифундуючої розчиненої речовини;  $\beta_a$  – параметр, що враховує асоціацію молекул розчинника і дорівнює: для ефіру, гептану і бензолу – 1; для води – 2,6; для метанолу – 1,9; для етанолу – 1,5.

Таблиця 1.2 – Коефіцієнти дифузії газів і пари у повітрі за нормальних умов

Газ або пара	$D \cdot 10^{-6}, \text{ м}^2/\text{с}$
Нітроген	13,2
Аміак	17,0
Пари бензолу	7,7
Гідроген	61,1
Водяна пара	21,9
Пари діетилового ефіру	7,8
Оксиген	17,8
Пари метанолу	13,3
Сірковуглець	8,9
Діоксид сірки	10,3
Триоксид сірки	9,4
Діоксид вуглецю	13,8
Хлороводень	1,30
Пари етанолу	10,2

Величина коефіцієнта дифузії для бінарних рідких систем значно менша, ніж для газів при атмосферному тиску (як правило, вона змінюється від значень  $5 \cdot 10^{-5}$  до  $2 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$  у випадках нев'язких рідин за температури 300 К, а для бінарних сумішей газів становить  $1 \cdot 10^{-5} - 1 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с}$  за атмосферного тиску). Це необов'язково означає зниження інтенсивності дифузії в рідинах, оскільки

густини і градієнти концентрацій у них значно вищі, ніж у газах. Коефіцієнт дифузії в рідинах часто змінюється зі зміною концентрації.

Другий елементарний вид перенесення речовини – **конвективне перенесення** – полягає в тому, що розчинений компонент переміщується з однієї точки простору в іншу разом із потоком-носієм. Вектор конвективного потоку речовини пропорційний вектору швидкості потоку-носія та об'ємній концентрації компонента, що переноситься в потоці й визначається за рівнянням (2.11):

$$\vec{q}_{к.М} = \vec{W} \cdot C.$$

Повний потік компонента щодо фіксованої площини складається з конвективного і дифузійного потоків:

$$\vec{q} = \vec{q}_M + \vec{q}_{к.М} = D\Delta C + \vec{W} \cdot C. \quad (1.6)$$

Якщо дифузійний потік розчиненого компонента  $\vec{q}_M$  настільки великий, що при поглинанні його поверхнею поділу фаз відбувається зміна об'єму суміші, то утворюється конвективний потік, спрямований по нормалі до поверхні. Цей конвективний потік, названий стефанівським потоком, приєднується до дифузійного потоку і змінює його величину. Тоді рівняння масовіддачі має вигляд

$$M = \beta_y F (y - y_{gp}) \frac{y_{заг}}{y_n}, \quad (1.7)$$

де  $y_{заг}$  – загальна концентрація суміші, що дорівнює сумі концентрацій компонентів;  $y_n$  – середня концентрація носія у межовому шарі.

Стефанівський потік характерний для процесів абсорбції та рідинної екстракції. Вплив стефанівського потоку, як правило, істотний лише у парогазових сумішах із великими відносними концентраціями компонента щодо густини потоку-носія.

У турбулентних потоках має місце так зване турбулентне перенесення

маси розчиненого компонента, здійснюване разом із малими об'ємами речовини потоку, що хаотично переміщуються та пульсують. За інтенсивної турбулентності таке перенесення може мати значну інтенсивність і викликати практично повне вирівнювання концентрації розчиненого компонента в ядрі турбулентного потоку. Турбулентне перенесення фактично є конвективним перенесенням, але деяка аналогія хаотичного руху молекул і малих об'ємів речовини в турбулентному потоці дозволяє формально записати вектор турбулентного перенесення компонента аналогічно закону молекулярної дифузії

$$\vec{q}_T = -\varepsilon_D \frac{dC}{dn}, \quad (1.8)$$

де  $\varepsilon_D$  – коефіцієнт турбулентної дифузії, що залежить від швидкості й ступеня турбулентності потоку. Числові значення  $\varepsilon_D$  не можуть бути обчислені за якимись властивостями і параметрами речовини, а вимірювання значень коефіцієнта молекулярної дифузії становить значні труднощі. У безпосередній близькості до твердої поверхні або поверхні поділу фаз у системі газ – рідина інтенсивність турбулентного перенесення швидко зменшується і на самій поверхні наближається до нуля.

Одиниця вимірювання коефіцієнта турбулентної дифузії – м<sup>2</sup>/с.

### 1.3. Способи вираження складу фаз

Найбільш важливою характеристикою багатоконпонентних систем є їх склад. Він відбиває і якісну (з яких компонентів складається розчин), і кількісну (в яких концентраціях компонентів міститься в розчині) характеристики розчину.

**Концентрацією** розчину називається відношення кількостей (мас, об'ємів) розчиненої речовини і розчину або розчинника.

Концентрація може бути виражена в масових або мольних частках, у відносних чи об'ємних концентраціях.

Позначимо рідку фазу через  $x$ , а газову (парову) – через  $y$ .

**Масова частка** компонента  $A$  в розчині, що містить компоненти  $A$  і  $B$ , визначається як відношення маси компонента  $A$  до маси суміші:

$$\bar{x} = \frac{\text{кг } A}{\text{кг } (A + B)}. \quad (1.9)$$

**Мольна частка** компонента  $A$  в розчині, що містить компоненти  $A$  і  $B$ , визначається як відношення числа молей компонента  $A$  до суми молей компонентів суміші:

$$x = \frac{\text{моль } A}{\text{моль } (A + B)}. \quad (1.10)$$

**Відносна масова концентрація** – це відношення маси компонента  $A$  до маси розчинника:

$$\bar{X} = \frac{\text{кг } A}{\text{кг } B}. \quad (1.11)$$

**Відносна мольна концентрація** – це відношення кількості молей компонента  $A$  до молей розчинника:

$$X = \frac{\text{моль } A}{\text{моль } B}. \quad (1.12)$$

Формули (1.9)–(1.12) виражають склад у частках, для вираження складу у відсотках відповідні величини необхідно помножити на 100.

**Об'ємна масова концентрація** – це кількість кілограмів компонента  $A$ , що міститься в  $1 \text{ м}^3$  суміші:

$$\bar{C}_x = \frac{\text{кг } A}{\text{м}^3 (A + B)}. \quad (1.13)$$

У таких одиницях виражають, зокрема, гранично допустимі концентрації, викиди і скиди речовин, що забруднюють атмосферу, воду, ґрунт.

**Об'ємна мольна концентрація** – це кількість молей компонента  $A$ , що міститься в  $1 \text{ м}^3$  суміші:

$$C_x = \frac{\text{моль } A}{\text{м}^3 (A + B)}. \quad (1.14)$$

Розчин, в  $1 \text{ л}$  якого міститься  $1 \text{ моль}$  розчиненої речовини, називається **молярним**. Якщо в  $1 \text{ л}$  розчину міститься  $0,1 \text{ М}$  речовини, то розчин називають **децимолярним**, якщо  $0,01 \text{ М}$  – **сантимолярним** і т. д.

Молярна концентрація залежить від температури, оскільки об'єм розчину змінюється внаслідок термічного розширення. Тому часто використовують молярні концентрації, величина яких від температури не залежить.

**Молярність  $m$**  – це концентрація, виражена кількістю молів розчиненої речовини в  $1 \text{ кг}$  розчинника.

Для газової (парової) фази також справедливі співвідношення (1.9)–(1.14), але із заміною позначень  $x$  на  $y$ ,  $X$  на  $Y$ ,  $C_x$  на  $C_y$ .

Однозначно визначити склад багатоконпонентної системи можна лише в тому разі, якщо вона рівноважна, тобто перебуває в такому стані, коли в будь-якій її частині параметри стану сталі й однакові. Вміст компонентів та інші характеристики реальної суміші можуть бути оцінені лише з деяким ступенем наближення. Щоб забезпечити можливість розрахунків реальних систем, їх значно спрощують, замінюючи на ідеальні моделі.

Гомогенну газову суміш подають у вигляді суміші ідеальних газів, вважаючи можливим застосовувати до неї і до кожного її компонента закони ідеальних газів. Існує кілька загальноприйнятих способів вираження складу такої суміші. Для розрахунків процесів, пов'язаних зі зміною тиску в системі, склад суміші, як правило, задають в одиницях тиску.

Згідно із законом Дальтона тиск газової суміші  $P$  можна підрахувати складаючи парціальні тиски її компонентів:

$$P = \sum_{i=1}^n p_i. \quad (1.15)$$

Парціальним тиском  $i$ -го компонента називають тиск, який він чинив би за температури суміші й у такій самій кількості, якщо б один займав увесь об'єм суміші. Задання складу ідеальної газової суміші набором парціальних тисків її компонентів рівнозначне заданню кількості (числа молів) кожного компонента в частках від загальної кількості (числа молів) суміші.

За законом Амага, аналогічного закону Дальтона, передбачається адитивність парціальних об'ємів:

$$V = \sum_{i=1}^n v_i. \quad (1.16)$$

Парціальний об'єм  $i$ -го компонента газової суміші – це об'єм, який він займав би перебуваючи в тій самій кількості за температури й тиску суміші. Виходячи із цього, склад суміші може задаватися парціальними об'ємами компонентів в одиницях об'єму.

Поняття парціальних тисків і об'ємів є математичними абстракціями. Кожний компонент газової суміші, що перебуває у стані рівноваги, рівномірно розподілений по всьому об'єму, а його тиск дорівнює тиску суміші.

#### 1.4. Рівновага при масопередачі

Рівновага при масопередачі описується *правилом фаз*:

$$S = I - F + 2, \quad (1.17)$$

де  $S$  – кількість ступенів вільності;  $I$  – кількість компонентів;  $F$  – кількість фаз.

Під кількістю ступенів вільності розуміємо кількість незалежних змінних, які можна довільно підібрати або змінити при розрахунках рівноваги в процесах масообміну. Цими змінними є температура, тиск і концентрації компонентів.

Якщо у двофазній системі є три компоненти: речовина, яка переходить з однієї фази в іншу, інертні компоненти-носії (наприклад, при абсорбції аміаку



водою з повітряно-аміачної суміші), то кількість ступенів вільності дорівнюватиме

$$S = 3 - 2 + 2 = 3.$$

Отже, кількість ступенів вільності дорівнює кількості компонентів. У цьому випадку можна довільно змінювати температуру, загальний тиск, концентрацію аміаку в газовій або рідкій фазі. Усі інші параметри процесу відповідають умовам рівноваги і вибирати їх довільно не можна.

За відсутності інертних компонентів у системі (наприклад, при ректифікації)

$$S = 2 - 2 + 2 = 2.$$

У цьому випадку можуть змінюватися температура й концентрація однієї з фаз; тиск і концентрація однієї з фаз.

При контакті двох фаз речовина, що розподіляється, переходить із фази, де її концентрація більша, у фазу, де її концентрація менша. Одночасно відбувається й перехід речовини у зворотному напрямку. З часом швидкості перенесення речовини в обох напрямках стають однаковими. За умови рівності швидкостей устанавлюється динамічна рівновага, за якої не буде відбуватися видимого переходу речовини з фази у фазу.

Рівновага досягається для даних температури і тиску. При зміні цих параметрів рівновага порушується.

Таким чином, в умовах рівноваги певному значенню концентрації речовини в одній фазі відповідає рівноважна концентрація в іншій. Рівноважні концентрації позначаються зірочкою:  $p^*$ ,  $y^*$ ,  $x^*$ . У загальному вигляді

$$y^* = f(x) \text{ або } x^* = \varphi(y). \quad (1.18)$$

Графічно залежності (1.18) зображуються кривою або прямою, що називається *лінією рівноваги* (рис. 1.1).

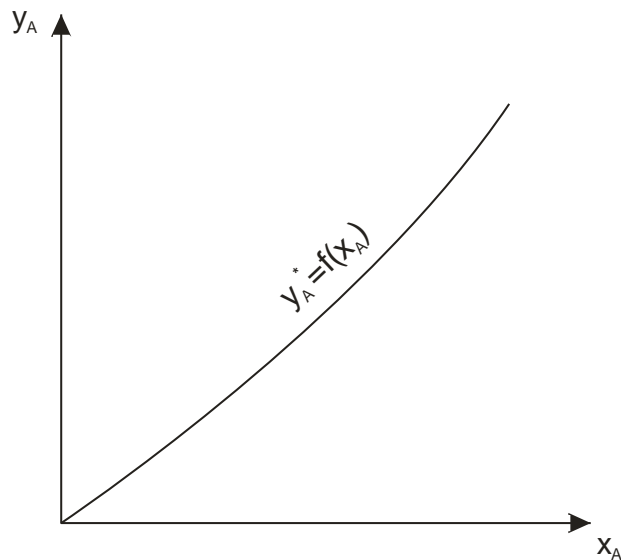


Рисунок 1.1 – Лінія рівноваги ( $x_A, y_A, y_A^* = f(x_A)$ )

Відношення концентрацій фаз при рівновазі називається **коефіцієнтом розподілу**:

$$m = \frac{y^*}{x} \quad (1.19)$$

Для розведених розчинів лінія рівноваги близька до прямої, і коефіцієнт розподілу є тангенсом кута нахилу лінії рівноваги.

Розведені розчини досить точно підпорядковуються законам міжфазної рівноваги Рауля і Генрі.

За **законом Рауля** у рівноважному стані двофазної системи парціальний тиск пари  $i$ -го компонента рідкої суміші над розчином пропорційний його мольній частці  $x_i$  у розчині:

$$p_i^* = P_i x_i,$$

де  $p_i^*$  – парціальний тиск газу в парах над рідиною в умовах рівноваги;  $P_i$  – тиск насичених парів чистого компонента  $i$  за даної температури;  $x_i$  – мольна частка компонента в рідині.

Рівняння Рауля – Дальтона описує рівновагу пари і рідини для ідеального розчину:

$$y_i^* = \frac{P_i x_i}{P}, \quad (1.20)$$

де  $y_i^*$  – мольна частка компонента  $i$  в парі, рівноважній із рідиною сполуки  $x_i$ ;  $P$  – загальний тиск у системі.

Згідно із **законом Генрі** за постійної температури мольна частка  $i$ -го компонента в розчині при рівноважному стані двофазової системи пропорційна його парціальному тиску в газі над розчином:

$$x_i^* = \frac{p_i}{E}, \quad (1.21)$$

або  $p_i^* = Ex_i$ , де  $p_i^*$  – парціальний тиск газу, який перебуває в рівновазі з розчином, що має концентрацію  $x_i$ ;  $x_i^*$  – концентрація газу в розчині, рівноважному з газовою фазою, в якому парціальний тиск компонента, що поглинається, дорівнює  $p_i$ ;  $E$  – коефіцієнт Генрі.

Коефіцієнт Генрі залежить від фізико-хімічних властивостей газу, що розчиняється, розчинника, температури системи і встановлюється дослідним шляхом.

Парціальний рівноважний тиск газу  $p_i^*$  визначається за формулою

$$p_i^* = y_i^* P, \quad (1.22)$$

де  $y_i^*$  – мольна частка компонента, що поглинається, у газовій фазі.

### 1.5. Рівняння робочої лінії

У реальних апаратах умова рівноваги практично недосяжна. Залежність між концентраціями компонента, що розподіляється, в умовах нерівноважного стану  $y = f(x)$  зображується **робочою лінією**. Рівняння робочої лінії виводиться з рівняння матеріального балансу. Початкові й кінцеві концентрації задаються технологічним регламентом виробництва і нормативами на викиди або скиди і називаються **робочими концентраціями**.

Процес масообміну між фазами відбувається мимовільно за наявності різниці між робочими й рівноважними (для даних умов) концентраціями. Різниця між робочою та рівноважною концентраціями компонента, що розподіляється між фазами, і є рушійною силою масопередачі в дифузійних

процесах.

Рухливу силу масопередачі в концентраціях газової фази будемо позначати як  $\Delta y = y^* - y$ , або  $\Delta y = y - y^*$ , а в концентраціях рідкої фази  $\Delta x = x - x^*$ , або  $\Delta x = x^* - x$  відповідно.

Розглянемо протитічійний масообмінний апарат, в якому контактують рідка та газова фази (рис. 1.2); витрати фаз  $L$  і  $G$  відповідно.

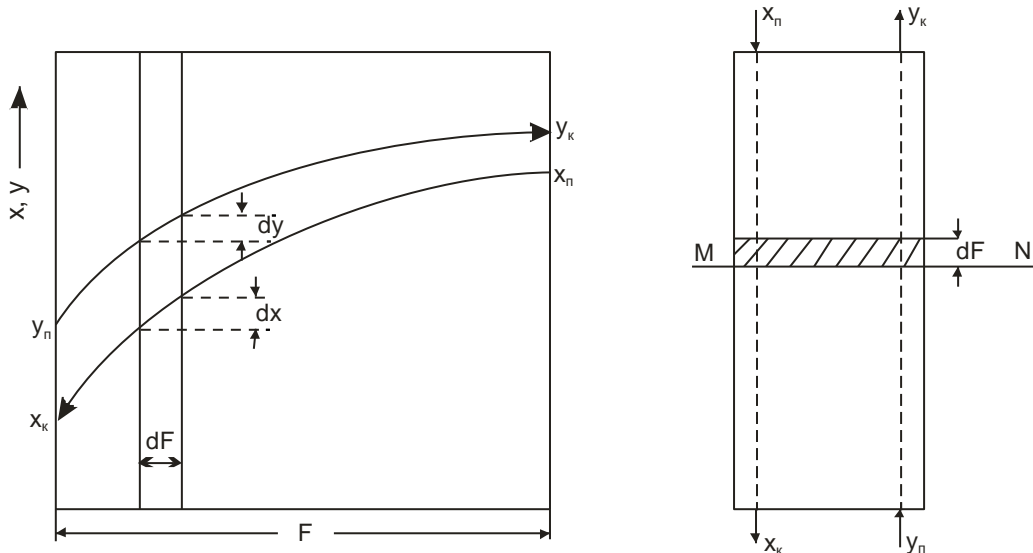


Рисунок 1.2 – До виведення рівняння робочої лінії  
( $x, y, dy, dx, df, M, N, x_n, x_k, y_n, y_k$ )

Припустимо, що компонент, який розподіляється між фазами, переходить із фази  $L$  в  $G$ , унаслідок цього концентрація речовини у фазі  $G$  збільшується, а у фазі  $L$  – зменшується. Для нескінченно малого елемента поверхні  $dF$  фазового контакту матеріальний баланс щодо компонента, що розподіляється між фазами, виражається рівнянням

$$-Ldy = Gdx, \quad (1.23)$$

а для всієї поверхні фазового контакту при сталому процесі

$$G(y_k - y_n) = L(x_n - x_k). \quad (1.24)$$

Для будь-якого довільно взятого перерізу апарата  $MN$  із концентрацією фаз  $y$  і  $x$  це рівняння можна записати в такому вигляді:

$$G(y_k - y) = L(x_n - x)$$

або

$$y = \frac{L}{G}x + (y_k - \frac{L}{G}x_n). \quad (1.25)$$

У кожному конкретному випадку величини  $G$ ,  $L$ ,  $y_k$  та  $x_n$  відомі і сталі, отже, рівняння робочої лінії (1.26) є рівнянням прямої  $y = Ax + B$ . Таким чином, робоча лінія є прямою, обмеженою точками  $(y_n, x_k)$  і  $(y_k, x_n)$  із кутовим коефіцієнтом, що дорівнює відношенню витрат фаз  $L/G$ .

Для будь-якого випадку масообміну і будь-якого перерізу дифузійного апарата рушійну силу масопередачі можна виразити графічно шляхом нанесення на діаграму  $y - x$  лінії рівноваги  $y^* = \varphi(x)$  і лінії робочих концентрацій  $y = f(x)$ , як це показано на рис. 1.3.

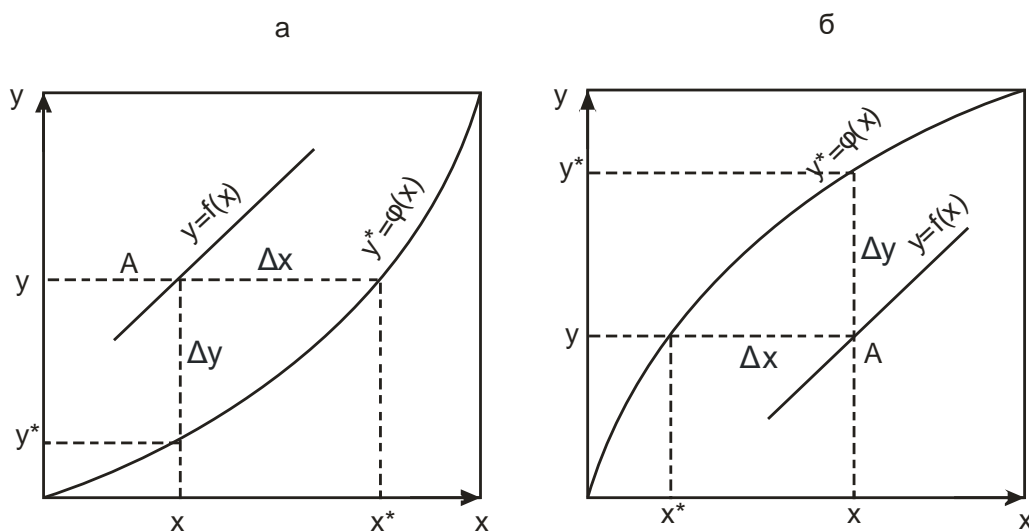


Рисунок 1.3 – Визначення рушійної сили масопередачі

$$(x, y, y^*, x^*, y = f(x), y^* = \varphi(x), \Delta x, \Delta y)$$

На рисунку 1.3 а наведений випадок, якщо  $y^* < y$  і  $x < x^*$  – компонент, що розподіляється між фазами, переходить із газової фази  $G$  у рідку  $L$ . На рисунку 1.3 б наведений випадок, якщо  $y^* > y$  і  $x > x^*$  – компонент, що розподіляється між фазами, переходить із фази  $L$  у фазу  $G$ . Отже, компонент, що розподіляється між фазами, переходить у ту фазу, робоча концентрація якої

менша від рівноважної.

### 1.6. Рівняння масовіддачі

Процес масопередачі складається із таких стадій:

- 1) перенесення речовини із фази  $G$  до поверхні поділу фаз;
- 2) перенесення речовини через межу поділу фаз;
- 3) перенесення речовини від поверхні поділу в ядро фази  $L$ .

Перша і третя стадії процесу описують *масовіддачу* – перенесення речовини в межах однієї фази. При цьому речовина у фазі переноситься разом молекулярною і конвективною дифузиею. Кількість маси компонента, яким обмінюються поверхня і потік середовища-носія, пропорційна значенню різниці концентрацій компонента на поверхні і в потоці, площі поверхні контакту фаз та часу.

За аналогією до процесу тепловіддачі для фази  $G$  запишемо

$$M = \beta_y (y - y_{zp}) F \tau; \quad (1.26)$$

для фази  $L$

$$M = \beta_x (x_{zp} - x) F \tau. \quad (1.27)$$

У рівняннях (1.26), (1.27)  $\beta_y$  і  $\beta_x$  – коефіцієнти масовіддачі у фазах  $G$  і  $L$  відповідно.

Коефіцієнт масовіддачі показує, яка кількість речовини переходить з основної маси фази до поверхні поділу фаз (або в зворотному напрямку) через одиницю площі поверхні за одиницю часу при русійній силі, що дорівнює одиниці.

Розмірність коефіцієнта  $\beta$  залежить від розмірності, в якій виражаються концентрації розчиненого компонента на межі поділу фаз і в потоці-носії. Для об'ємних концентрацій компонента ( $\text{кг}/\text{м}^3$ ) та його масового потоку ( $\text{кг}/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ ) розмірність  $\beta$  дорівнює  $\text{м}/\text{с}$ . За інших способів вираження концентрацій

компонента розмірність коефіцієнта масовіддачі буде іншою.

## 1.7. Перетворення рівняння конвективного масоперенесення.

### Подібність дифузійних процесів

Запишемо диференціальне рівняння конвективного масоперенесення

$$\frac{\partial C}{\partial \tau} + \frac{\partial C}{\partial x} w_x + \frac{\partial C}{\partial y} w_y + \frac{\partial C}{\partial z} w_z = D \left( \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right). \quad (1.28)$$

Порівнюючи це рівняння з рівнянням Фур'є – Кірхгофа, бачимо, що за формою запису вони ідентичні, а отже, і порядок їх подібного перетворення однаковий.

Тому після перетворення одержимо

$$\frac{C}{\tau} + \frac{C}{l} w = \frac{DC}{l^2}. \quad (1.29)$$

Виконуючи дії, аналогічні наведеним у розділі (4.3.1), одержимо:

$$Fo' = \frac{\tau D}{l^2} - \text{дифузійний критерій Фур'є};$$

$$Pe' = \frac{wl}{D} - \text{дифузійний критерій Пекле};$$

$$Nu' = \frac{\beta l}{D} - \text{дифузійний критерій Нуссельта};$$

$$Pr' = \frac{\nu}{D} = \frac{\mu}{\rho D} - \text{дифузійний критерій Прандтля}.$$

Дифузійний критерій Фур'є характеризує подібність полів концентрацій у несталих процесах масовіддачі.

Дифузійний критерій Пекле характеризує співвідношення потоків речовини, що переноситься конвекцією і молекулярною дифузією.

Дифузійний критерій Нуссельта виражає відношення характерного геометричного розміру до товщини дифузійного примежового прошарку.

Дифузійний критерій Прандтля характеризує подібність профілів швидкості та концентрацій у процесах масовіддачі.

У зарубіжній літературі масообмінні критерії Нуссельта і Прандтля мають назви критерію Шервуда ( $Sh$ ) і критерію Шмідта ( $Sc$ ) відповідно.

Критеріальне рівняння масовіддачі для несталих процесів записується так:

$$Nu' = f( Fo', Pr', Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma_n ). \quad (1.30)$$

Для сталих процесів

$$Nu' = f( Pr', Re, Fr, \Gamma_1, \Gamma_2, \dots, \Gamma_n ). \quad (1.31)$$

Рівняння (1.30) і (1.31) можна подати в степеневій формі:

$$Nu' = A Fo'^m \cdot Pr'^p \cdot Re^q \cdot Fr^o \cdot \Gamma_1^k \cdot \Gamma_2^l \cdot \dots \cdot \Gamma_n^b; \quad (1.32)$$

$$Nu' = A Pr'^p \cdot Re^q \cdot Fr^o \cdot \Gamma_1^k \cdot \Gamma_2^l \cdot \dots \cdot \Gamma_n^b. \quad (1.33)$$

### 1.8. Моделі масовіддачі

Розрахунок процесів масообміну вимагає розв'язання рівняння (1.28) біля масообмінної поверхні зі швидкістю руху потоку  $w$ , що різко змінюється, і коефіцієнтом турбулентної дифузії  $\varepsilon_A$ . У загальному випадку такі розв'язки не є можливими.

Тому для опису процесу масовіддачі використовують значно спрощені моделі поведінки потоків поблизу поверхонь поділу фаз.

В основу стаціонарної *плівкової моделі* масовіддачі покладено припущення про наявність біля поверхні нерухомого шару середовища-носія; поза цим шаром потік середовища вважається настільки турбулізованим, що концентрацію  $C$  розчиненого компонента в поперечному до поверхні плівки напрямку можна вважати практично сталою (рис. 1.4). Поперек нерухомої плівки, тобто в напрямку  $x$ , компонент переноситься лише за рахунок механізму молекулярної дифузії. У цьому випадку диференціальне рівняння

(1.28) спрощується до простого рівняння в повних похідних:  $\frac{d^2C}{dx^2} = 0$ , розв'язок



якого дає лінійний профіль концентрації компонента поперек нерухомої плівки

середовища-носія:  $C = C_{zp} - (C_{zp} - C_0) \frac{x}{\delta}$ .

Вираз для визначення потоку маси речовини поперек плівки має вигляд

$$q_M = \frac{D(C_{zp} - C)}{\delta}. \quad (1.34)$$

Значна кількість дослідних даних, однак, свідчить про пропорційність потоку  $q_M$  не першому, а меншому ступеню при коефіцієнті молекулярної дифузії  $D$ . Товщина плівки  $\delta$  визначається за експериментальними даними.

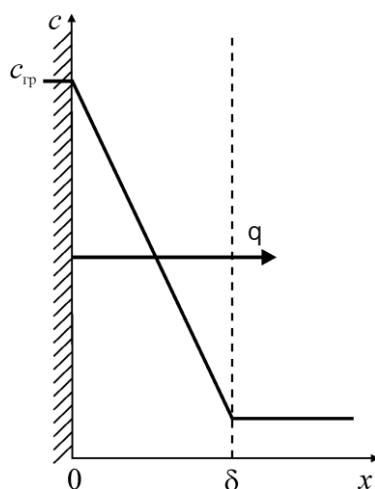


Рисунок 1.4 – Ілюстрація плівкової моделі ( $C$ ,  $C_{меж}$ ,  $q$ ,  $x$ ,  $\delta$ )

У протилежній за фізичними передумовами моделі відновлення поверхні, навпаки, передбачається, що турбулентно пульсуючі в потоці об'єми речовини-носія з концентрацією розчиненого компонента  $C_0$  безперешкодно досягають межі поділу фаз, якийсь час (час контакту  $\tau_k$ ) перебувають поблизу неї в нерухомому стані і потім замінюються на нові аналогічні об'єми (рис. 1.5). За час контакту в нерухомому об'ємі відбувається процес нестационарної дифузії розчиненого компонента. Додатково припускається, що за малий час контакту  $\tau_k$  концентрація  $C_0$  на зовнішньому боці нерухомого об'єму практично не встигає змінитися, і процес нестационарної дифузії відбувається немов у напівбезмежне нерухоме середовище.

Потік компонента від межі в моделі відновлення поверхні визначається за виразом

$$q_D = 2(C_{sp} - C_0) \sqrt{\frac{D}{\pi \tau_k}}, \quad (1.35)$$

що більшою мірою відповідає більшості дослідних даних щодо масообміну поверхонь із турбулентними потоками. Час контакту  $\tau_k$ , як і товщина нерухомого шару  $\delta$  у плівковій моделі, підлягає експериментальному визначенню.

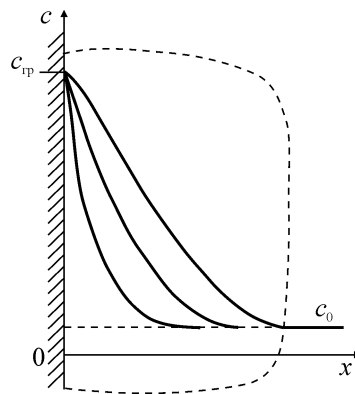


Рисунок 1.5 – Ілюстрація моделі відновлення поверхні ( $C, C_{\text{меж}}, x, 0, C_0$ )

Плівкова модель як модель відновлення має низку недоліків, тому очевидно, що реальна ситуація поблизу поверхні повинна бути проміжною між граничними моделями нерухомої плівки і відновленням поверхні. Такою моделлю є модель дифузійного межового шару.

Відповідно до динамічного і теплового межового прошарку вводиться поняття дифузійного межового прошарку, що характеризується значним градієнтом концентрації даного компонента в суміші. Перенесення речовини в дифузійному граничному прошарку відбувається лише молекулярною дифузією.

Товщини гідродинамічного і дифузійного межових шарів збігаються лише при числовій рівності коефіцієнтів кінематичної в'язкості потоку й молекулярної дифузії розчиненого компонента, тобто у разі виконання умови

$\frac{\nu}{D} = Pr = 1$ , що має місце лише для деяких газів і парів. Для таких речовин можливе вирішення гідродинамічного завдання про товщину ламінарного межового прошарку:

$$\delta_c = 3\sqrt{\frac{\nu x}{w}}, \quad (1.36)$$

де  $x$  – напрямок уздовж обтічної потоком поверхні;  $w$  – швидкість потоку-носія, м/с.

Для краплинних рідин, що мають значення критерію  $Pr$  порядку  $10^3$ , дифузійний межовий шар має товщину, на порядок меншу від товщини гідродинамічного межового шару (рис. 1.6).

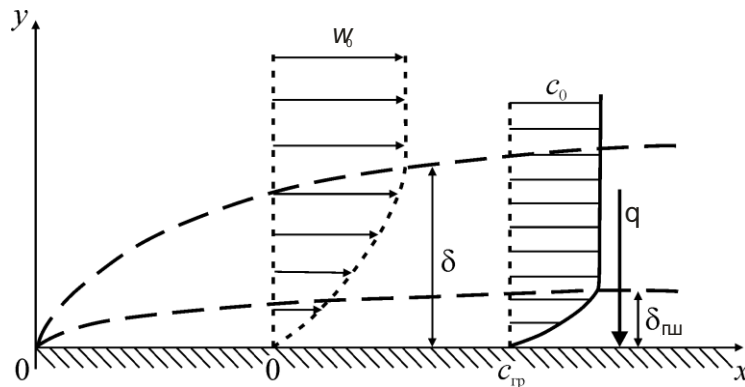


Рисунок 1.6 – Гідродинамічний ( $\delta$ ) і дифузійний ( $\delta_D$ ) межові шари та потік компонента поблизу поверхні поділу фаз ( $C_0, C_{\text{меж}}, y, q, x, \delta, \delta_{\text{меж}}, 0$ )

### 1.9. Рівняння масопередачі

Розглянемо процес абсорбції, за якого речовина переходить із газової фази в рідку через межу поділу фаз.

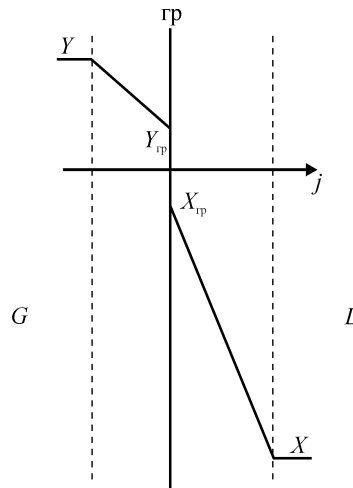


Рисунок 1.7 – Двошарова модель масопередачі між фазами  $G$  і  $L$  через межу поділу фаз ( $G, L, X, Y, Y_{\text{меж}}, X_{\text{меж}}$ )

Перенесення розчиненого компонента з основної маси газової фази  $G$ , де

концентрація компонента  $Y = \frac{\text{моль компонента}}{\text{моль інертної фази}}$ , у рідку фазу  $L$ , де концентрація

компонента  $X = \frac{\text{моль компонента}}{\text{моль інертної фази}}$  відбувається поперек двох граничних шарів

першого і другого середовищ-носіїв (рис. 1.7).

При цьому потік речовини, що переноситься з газової фази в рідку, дорівнюватиме

$$q = \beta_y (Y - Y_{\text{гр}}) = \beta_x (X_{\text{гр}} - X). \quad (1.37)$$

Числові значення різниць концентрацій  $(Y - Y_{\text{меж}})$  і  $(X_{\text{меж}} - X)$ , як правило, не бувають однаковими; коефіцієнти масовіддачі в газовій і рідкій фазах  $\beta_y$  і  $\beta_x$  також мають різні числові значення. Величини концентрацій на межі поділу фаз  $Y_{\text{меж}}$  і  $X_{\text{меж}}$ , які важко визначаються, виключаються в рівнянні масопередачі

$$M = K_y \Delta Y F \tau = K_x \Delta X F \tau, \quad (1.38)$$

або

$$M = K_Y (Y - Y^*) F \tau = K_X (X^* - X) F \tau, \quad (1.39)$$

де  $M$  – маса компонента, що переходить з однієї фази в іншу;  $\Delta Y$ ,  $\Delta X$  – рушійні сили процесу масоперенесення, що виражаються в концентраціях компонента в газовій (паровій) і рідкій фазах;  $K_Y$ ,  $K_X$  – коефіцієнти масопередачі.

Фізичний зміст коефіцієнтів масопередачі аналогічний змісту коефіцієнтів теплопередачі. Коефіцієнт масопередачі характеризує кількість речовини, перенесеної з однієї фази в іншу через одиницю міжфазової поверхні за одиницю часу при рушійній силі, що дорівнює одиниці.

Відмінність коефіцієнтів  $K_Y$  і  $K_X$  у рівняннях (1.37)–(1.39) від коефіцієнта теплопередачі полягає у відсутності стінки, що розділяє обидві фази, та її дифузійного опору.

Аналогічно теплопередачі дифузійний опір процесу масопередачі буде складатися із суми дифузійних опорів кожної фази.

Коефіцієнти масопередачі  $K_Y$  і  $K_X$  виражаються через коефіцієнти масовіддачі  $\beta_x$  і  $\beta_y$ , і коефіцієнт розподілу  $m$  (1.19) за такою залежністю дорівнює

$$K_Y = \left( \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)^{-1}, \quad K_X = \left( \frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x} \right)^{-1}. \quad (1.40)$$

Залежності (1.40) є *рівняннями адитивності*. Співвідношення між коефіцієнтами масопередачі, вираженими за газовою (паровою) і рідкою фазами, впливає зі співвідношення (1.40):

$$\frac{K_X}{K_Y} = \frac{\Delta Y}{\Delta X} = m. \quad (1.41)$$

Ще одна відмінність масопередачі від теплопередачі полягає в наявності в рівнянні (1.40) коефіцієнта розподілу  $m$ . Аналогічний коефіцієнт у теплообмінних процесах дорівнює одиниці, оскільки термічна рівновага означає рівність температур теплоносіїв ( $T_1 = T_2$ ).

У багатьох практичних завданнях перенесення маси в одній із фаз або зовсім відсутнє (розчинення твердої частинки або пухирця газу (пари) у рідині, випаровування краплі рідини в газовому потоці і т. п.), або швидкість його значно вища, ніж у другій фазі. В останньому випадку стверджують, що процес масопередачі лімітується опором другої фази. Так, при абсорбції добре розчинних газів і пари ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{HCl}$ ,  $\text{HF}$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ , етанол, ацетон та ін.) із газової суміші водою у барботажних апаратах швидкість масопередачі лімітується швидкістю дифузії цих газів у бульбашках. Тобто, якщо  $\frac{m}{\beta_x} \ll \frac{1}{\beta_y}$ , нехтують опором перенесення речовини в рідкій фазі і припускають, що  $K_y \approx \beta_y$ . Навпаки, процес масопередачі при водній абсорбції погано розчинних газів ( $\text{O}_2$ ,  $\text{C}_2$ ,  $\text{NO}$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ) лімітується опором водної фази  $\frac{1}{m\beta_y} \ll \frac{1}{\beta_x}$  і  $K_x \approx \beta_x$ , тобто визначальним є опір перенесення речовини в рідкій фазі і дифузійним опором у газовій фазі можна знехтувати. В обох зазначених випадках концентрацію компонента, що переноситься, на міжфазовій поверхні з боку  $i$ -ї фази можна вважати відомою й такою, що дорівнює концентрації, яка перебуває в рівновазі з постійною концентрацією компонента в другій фазі.

Значення коефіцієнтів масовіддачі знаходять із критеріальних рівнянь масовіддачі (1.30)–(1.33).

При криволінійній лінії рівноваги величини  $m$  і коефіцієнти масопередачі змінюються за висотою апарата. У цьому випадку при розрахунках апарат розбивають на ділянки, у межах кожної з яких значення  $m$  будуть сталими, і використовують середнє для всього апарата значення коефіцієнтів масопередачі.

### 1.10. Об'ємні коефіцієнти масовіддачі й масопередачі

Для багатьох видів масообмінного обладнання контакт фаз здійснюється на поверхні плівок, бульбашок, крапель. При цьому площу поверхні контакту

фаз у рівняннях (1.26), (1.27), (1.39) визначити важко. Тому коефіцієнти масовіддачі й масопередачі відносять не до площі поверхні контакту фаз  $F$ , а до робочого об'єму апарата  $V$ , що пов'язані залежністю

$$V = \frac{F}{a}, \quad (1.42)$$

де  $a$  – питома поверхня контакту фаз, тобто поверхня, віднесена до одиниці робочого об'єму апарата,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ .

Підставляючи в рівняння масовіддачі й масопередачі значення  $F = aV$ , одержимо:

$$M = \beta_y aV (y - y_{zp}) = \beta_{yV} V (y - y_{zp}), \quad (1.43)$$

$$M = \beta_x aV (x_{zp} - x) = \beta_{xV} V (x_{zp} - x) \quad (1.44)$$

і

$$M = K_y aV \Delta y = K_{yV} V \Delta y; \quad (1.45)$$

$$M = K_x aV \Delta x = K_{xV} V \Delta x. \quad (1.46)$$

Коефіцієнти  $\beta_{yV} = a\beta_y$ ,  $\beta_{xV} = a\beta_x$  називаються **об'ємними коефіцієнтами масовіддачі**, а коефіцієнти  $K_{yV} = aK_y$ ,  $K_{xV} = aK_x$  – **об'ємними коефіцієнтами масопередачі**.

Розмірність об'ємного коефіцієнта масопередачі при рушійній силі, вираженій в  $\text{кг}/\text{м}^3$ :

$$[K_{yV}, K_{xV}] = [1/c].$$

Використання об'ємних коефіцієнтів масовіддачі та масопередачі полегшує розрахунки масообмінних процесів, дозволяючи проводити їх без знання питомої поверхні контакту фаз.

Рівняння (1.43)–(1.46) дозволяють визначити робочий об'єм масообмінного апарата, знаючи який, можна визначити основні розміри

апарата.

### 1.11. Рушійна сила процесів масопередачі

Під час перебігу дифузійних процесів рух потоків може відбуватися при прямотечії, протитечії, перехресній течії. Контакт фаз може також відбуватися безперервно і східчасто. Концентрація фаз при цьому змінюється при течії фаз уздовж поверхні їх контакту; внаслідок цього, як правило, змінюється вздовж поверхні контакту і рушійна сила масопередачі. Тому при розрахунках користуються середнім значенням рушійної сили.

Середню рушійну силу процесу масопередачі можна розрахувати як середню інтегральну, середню логарифмічну або середню арифметичну величини з рушійних сил на вході в апарат і на виході з нього.

Середня інтегральна величина використовується в тому випадку, якщо рівноважна лінія на діаграмі  $x - y$  криволінійна. Тоді

$$\Delta y_{сер} = \frac{y_n - y_k}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}}; \quad (1.47)$$

$$\Delta x_{сер} = \frac{x_k - x_n}{\int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x}}. \quad (1.48)$$

Середня логарифмічна величина рушійної сили використовується в тому разі, якщо рівноважна лінія на діаграмі  $x - y$  є прямою вигляду  $y^* = mx$ :

$$\Delta y_{сер} = \frac{(y_n - y_n^*) - (y_k - y_k^*)}{\ln \frac{y_n - y_n^*}{y_k - y_k^*}} = \frac{\Delta y_{\bar{o}} - \Delta y_{\bar{m}}}{\ln \frac{\Delta y_{\bar{o}}}{\Delta y_{\bar{m}}}}; \quad (1.49)$$



$$\Delta x_{сер} = \frac{(x_k^* - x_k) - (x_n^* - x_n)}{\ln \frac{x_k^* - x_k}{x_n^* - x_n}} = \frac{\Delta x_{\bar{o}} - \Delta x_m}{\ln \frac{\Delta x_{\bar{o}}}{\Delta x_m}}. \quad (1.50)$$

У виразах (1.49), (1.50)  $\Delta x_{\bar{o}}$ ,  $\Delta y_{\bar{o}}$  – рушійна сила у фазах на тому кінці апарата, де вона більша;  $\Delta x_m$ ,  $\Delta y_m$  – рушійна сила у фазах на тому кінці апарата, де вона менша.

Середня арифметична величина рушійної сили використовується, якщо

$$\frac{\Delta y_{\bar{o}}}{\Delta y_m} \leq 2 \quad \text{або} \quad \frac{\Delta x_{\bar{o}}}{\Delta x_m} \leq 2.$$

Тоді

$$\Delta y_{сер} = \frac{\Delta y_{\bar{o}} + \Delta y_m}{2}; \quad (1.51)$$

$$\Delta x_{сер} = \frac{\Delta x_{\bar{o}} + \Delta x_m}{2}. \quad (1.52)$$

### 1.12. Масопередача під час руху частинок

Із рівнянь масопередачі (1.39) випливає, що кількість речовини, яка переноситься з однієї фази в іншу, залежить від площі поверхні контакту фаз. Тому дуже часто для створення розвиненої міжфазової поверхні одну або кілька фаз, що беруть участь у масообмінному процесі, попередньо диспергують. У каталітичних та адсорбційних процесах використовують дрібногранульовані, подрібнені, сферичні й порошкові каталізатори та адсорбенти. При абсорбції газ барботує через рідину; у процесах абсорбції, екстракції диспергуванню підлягає рідка фаза. Це неповний перелік прикладів використання дисперсних систем у вигляді потоків твердих частинок, крапель і бульбашок у масообмінних процесах. Під час опису масоперенесення в таких системах, як правило, розглядають частинки сферичної форми при ламінарному

режимі обтікання потоками рідини або газу. При цьому розрізняють зовнішню і внутрішню дифузійні області перебігу процесу. При масовіддачі в зовнішній області відбувається перенесення речовини з ядра рідкої або газової фази до поверхні частинки або у зворотному напрямку. У внутрішній області відбувається перенесення речовини усередині частинки. У багатьох практичних завданнях перенесення маси в одній із фаз або зовсім відсутнє (розчинення твердої частинки у рідині, випаровування краплі рідини в газовому потоці й т. п.), або швидкість його значно вища, ніж у другій фазі. В останньому випадку стверджують, що процес масопередачі лімітується опором другої фази. Так, при абсорбції добре розчинних газів і парів ( $\text{NH}_3$ ,  $\text{HCl}$ ,  $\text{HF}$ ,  $\text{SO}_2$ ,  $\text{SO}_3$ , етанол, ацетон та ін.) із газової суміші водою в барботажних апаратах швидкість масопередачі лімітується швидкістю дифузії цих газів у бульбашках. Навпаки, процес масопередачі при водній абсорбції погано розчинних газів ( $\text{O}_2$ ,  $\text{C}_2$ ,  $\text{NO}$ ,  $\text{N}_2\text{O}$ ) лімітується опором водної фази. В обох зазначених випадках концентрацію компонента, що переноситься, на міжфазовій поверхні з боку  $i$ -ї фази можна вважати відомою й такою, що дорівнює рівноважній концентрації з концентрацією компонента в другій фазі. В експериментах визначають, як правило, не коефіцієнти масовіддачі, а коефіцієнти масопередачі.

Випадок, коли швидкість масообмінного процесу лімітується швидкістю масоперенесення в рідині або газі, що оточує частинку, є найбільш поширеним у процесах природоохоронних технологій. Коефіцієнт масовіддачі у суцільній фазі визначається за формулою

$$\beta_c = \frac{q_c}{(C_{cp} - C_y)}, \quad (1.53)$$

де  $q_c = \frac{1}{4\pi R^2} \int_s q_i dS$  – дифузійний потік через одиницю площі поверхні

частинки;  $q_i = -D_i \frac{\partial C_i}{\partial R}$  – локальний дифузійний потік через одиницю поверхні;

$R$  – радіус частинки;  $C_i$  – концентрація в основній масі суцільної фази.

**Масоперенесення в частинці.** Масоперенесення у частинці має, як правило, нестационарний характер. Коефіцієнт масовіддачі всередині частинки визначається таким способом:

$$\beta_c = \frac{q_c}{C_{nc}^* - C_c}, \quad (1.54)$$

де  $C_{nc}^*$  – рівноважна концентрація на поверхні частинки;  $C_c$  – середня концентрація компонента за об'ємом частинки.

Потік маси компонента через поверхню поділу фаз  $F$  дорівнює зміні маси компонента в об'ємі частинки  $V$ :

$$q_c F = V \frac{dC_c}{d\tau}. \quad (1.55)$$

Підставляючи у співвідношення (1.54) вираз для  $q_c$  з рівняння (1.55) і проводячи інтегрування одержаного рівняння за початкової умови:  $\tau = 0$ ,  $C_c = C_{c0}$ , одержимо вираз для визначення середнього за часом коефіцієнта масовіддачі в дисперсній фазі  $\beta_c$ :

$$\beta_c = -\frac{V}{F\tau} \ln|1 - C_n|, \quad (1.56)$$

де  $C_n = \frac{C_c - C_{c0}}{C_{cp}^* - C_{c0}}$  – безрозмірна концентрація, або ступінь поглинання

(насичення).

Вираз (1.56) у критеріальній формі має вигляд

$$Nu'_c = -\frac{2}{3Fo'_c} \ln|1 - C_n|, \quad (1.57)$$

де  $Nu'_c = \frac{\beta_c \delta}{D_c}$  – критерій Нуссельта для дисперсної фази;

$Fo'_c = \frac{\tau D_c}{R^2}$  – дифузійний критерій Фур'є.

За відсутності циркуляційного руху середовища в частинці процес масоперенесення у сферичній частинці описується рівнянням молекулярної дифузії. На практиці такі випадки мають місце при дифузії домішки у твердій пористій частинці й у краплях та бульбашках за незначної циркуляції рідини або газу.

При малих значеннях часу в критерії  $Fo$  відстань, на яку пошириться зона дифузії від поверхні частинки, набагато менша від її радіуса. У цьому випадку залежність критерію Нуссельта від числа  $Fo$  має вигляд

$$Nu = \frac{4}{\sqrt{\pi}} \frac{1}{\sqrt{Fo}}. \quad (1.56)$$

Для більших значень  $Fo > 0,25$

$$Nu' = \frac{2}{3} \pi^2 - \frac{1}{6Fo} \ln \frac{6}{\pi^2}. \quad (1.57)$$

У краплях, що рухаються в рідині, формується циркуляційна течія, лінії струменів якої утворюють тороїд. Течія рідини в краплі зумовлює інтенсифікацію процесів масоперенесення. Схема течії і структура поля концентрацій у краплі з урахуванням межового шару наведені на рис. 1.8. Механізм перенесення речовини у краплі має такий вигляд. Упродовж короткого початкового періоду процесу розчинена речовина із досить великою швидкістю переноситься із внутрішнього межового шару до поверхні краплі. Однак швидкість цього процесу стрімко знижується через збіднення внутрішнього межового шару розчиненим компонентом унаслідок істотно більш низької швидкості надходження речовини з ядра потоку (зони  $e_c$ ). При цьому процес масопередачі виходить на стаціонарний режим. Через певний час до межового шару починає надходити потік речовини з ядра фази. У результаті процес знову стає нестаціонарним. Концентрація в ядрі потоку на початку цього періоду залишається постійною, а наприкінці періоду починає знижуватися. На завершальній стадії процесу механізм перенесення речовини всередині краплі відповідає циркуляційній моделі Кроніга і Брінка, згідно з якою концентрація розчиненого компонента зберігається практично сталою

вздовж ліній струму і змінюється лише при переході від однієї лінії струму до іншої.

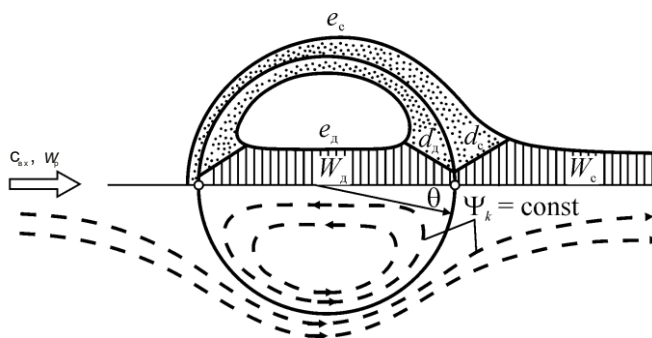


Рисунок 1.8 – Схема течії поза й усередині краплі:

$e_c$  – область зовнішньої незбуреної течії;

$e_d$  – ядро тороїдального циркуляційного потоку всередині краплі;

$d_c, d_d$  – області зовнішнього і внутрішнього дифузійних межових шарів;

$W_c, W_d$  – області зовнішнього і внутрішнього дифузійних шарів;

$\psi_k = \text{const}$  – лінії струму

Циркуляційна картина течії у краплі спостерігається при числах Рейнольдса  $Re < 200$ . За більш високих значень  $Re$  починається осциляція поверхні краплі. Усе це зумовлює більш інтенсивне перемішування рідини всередині краплі. Циркуляційна картина всередині краплі подана системою правильних торів, вкладених один в одного. Масоперенесення між циркуляційними лініями струму відбувається винятково за рахунок турбулентної (вихрової) дифузії, що виникає внаслідок випадкових радіальних переміщень елементів рідини, які відбуваються під дією коливань краплі.

Масоперенесення в бульбашці відбувається значно швидше, ніж у краплях, унаслідок того, що коефіцієнти дифузії в газі на чотири порядки вищі, ніж у рідині. Ступінь добування різних газів і пари з бульбашки діаметром 4 мм, що дорівнює 99 %, може досягатися вже на висоті шару рідини від 2 до 10–12 см. Процес масоперенесення в бульбашці складається з таких стадій: масоперенесення під час утворення, руху й коалесценції на поверхні рідини. При цьому ступінь поглинання в процесі утворення бульбашки і виходу її на

поверхню рідини може становити до 50 % і вище. Крім того, у зв'язку з дуже великою швидкістю масоперенесення в процесі руху стає помітним вплив поверхневого опору.

Теорія конвективного масоперенесення, викладена вище для рідких крапель, застосовна і для бульбашок, що рухаються. У бульбашках невеликого розміру  $d < 0,5$  мм ( $Re_c < 30$ ), що рухаються у рідинах, циркуляція загальмована, і внутрішнє масоперенесення визначається молекулярною дифузією. Для бульбашок із  $d < 4$  мм процес масопередачі в бульбашках близький до стаціонарного практично на всій ділянці руху.

Для бульбашок із  $d > 0,5$  мм ( $Re_c > 30$ ) циркуляційний рух усередині бульбашки може впливати на коефіцієнт опору й відповідно на швидкість підняття. Циркуляція впливає й на масоперенесення всередині бульбашки. Однак вплив внутрішнього руху на масопередачу в бульбашці менш виражений, ніж у краплі. Так, для досить великих бульбашок із  $d \gg 4,5$  мм число  $Re$ , що характеризує відносний внесок конвективного масоперенесення порівняно з дифузійним, становить лише 20–25.

Внесення в рідку фазу в невеликих кількостях поверхнево-активних речовин (ПАР) негативно впливає на масопередачу. Зменшення швидкості масоперенесення при додаванні ПАР відбувається внаслідок зміни гідродинамічних умов, зокрема зменшення циркуляції всередині краплі або бульбашки. Розчинні ПАР адсорбуються поверхнею краплі або бульбашки й накопичуються в кормовій її частині в кількостях, достатніх для створення міжфазового опору. Наявність нерозчинних у воді речовин також сприяє зменшенню швидкості масоперенесення.

### **1.13. Масообмін при плівковій течії рідини**

Створення стійких стікаючих плівок рідини на твердих поверхнях є досить ефективним і поширеним способом інтенсифікації масообмінних процесів у системах газ (пара) – рідина. Унаслідок дуже маленької товщини плівки (0,1–5 мм) порівняно невеликий об'єм рідини в кращих масообмінних

апаратах вдається розподілити по поверхні понад  $500 \text{ м}^2/\text{м}^3$ . Це перевищує величину міжфазової поверхні, що може бути досягнута під час барботажу. При цьому високі значення міжфазових поверхонь можна одержати за дуже низького гідравлічного опору й високої пропускної здатності контактного обладнання. Саме тому плівкові масообмінні апарати широко використовують у процесах абсорбції, десорбції і ректифікації.

Швидкість масоперенесення в плівках рідини, що стікають під дією сили тяжіння, по похилих і вертикальних поверхнях значною мірою залежить від режиму течії плівки: ламінарного з постійною товщиною плівки, ламінарного хвильового або турбулентного. Для ламінарного режиму задача визначення коефіцієнтів масовіддачі розв'язана аналітично шляхом інтегрування рівняння конвективної дифузії за таких припущень:

- процес масопередачі стаціонарний;
- конвективне перенесення здійснюється лише в напрямку руху плівки  $z$ , а дифузійне перенесення – лише поперек плівки в напрямку  $x$  (від поверхні поділу, де  $x = 0$ ).

Рівняння конвективної дифузії для плівки, що рухається по похилій або вертикальній плоскій поверхні, матиме вигляд

$$w_z \frac{\partial C}{\partial z} = D_p \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}, \quad (1.58)$$

$$\text{де } w_z = \frac{3}{2} w_p \left( 1 - \frac{x^2}{\delta^2} \right) \text{ – поздовжня складова швидкості плівки; } w_p = \frac{\Gamma}{\rho_p \delta} \text{ –}$$

середня швидкість руху рідини в плівці;  $\delta$  – товщина плівки;  $\Gamma$  – масова густина зрошення,  $\text{кг}/(\text{с} \cdot \text{м})$ .

Коефіцієнт масовіддачі в плівці рідини буде визначатися залежно від

критерію Фур'є: 
$$Fo = \frac{D_p}{\delta_2 w_p}.$$

Якщо  $Fo > 0,05$ , вираз для  $\beta_\delta$  має вигляд

$$\beta_p = \frac{D_p}{\delta} \left( 3,41 + \frac{0,216}{Fo} \right). \quad (1.59)$$

При малому часі контакту ( $Fo < 0,05$ ) передбачається, що процес дифузії відбувається у відносно тонкому шарі біля поверхні поділу фаз. Цей шар рухається зі швидкістю поверхні плівки, тобто  $1,5w_p$ . Одержаний вираз для  $\beta_\delta$  має вигляд

$$\beta_p = 1,38 \left( \frac{D_p w_p}{z} \right)^{1/2}.$$

Вирази (1.59) і (1.60) можна записати у критеріальному вигляді. Для вертикальних поверхонь, якщо  $Re_p^{4/3} Pr' \left( \frac{v_p^2}{gH^3} \right) \leq 88$ ,

$$Nu'_p = 3,76 Re_p^{-1/3} + 0,054 Pe' \left( \frac{v_p^2}{gH^3} \right)^{1/3}. \quad (1.61)$$

Якщо  $Re_p^{4/3} Pr' \left( \frac{v_p^2}{gH^3} \right) > 88$ ,

$$Nu'_p = 3,76 Re_p^{1/3} Pr'^{1/2} \left( \frac{v_p^2}{gH^3} \right)^{1/6}, \quad (1.62)$$

де  $H$  – висота поверхні або трубки, м.

При хвильовій течії плівки поблизу поверхні спостерігається вихровий рух, який значно прискорює процес масоперенесення. При цьому розглядаються два механізми масообміну в умовах хвилеутворення: механізм безперервного збільшення дифузійного шару по довжині зрошуваної поверхні; механізм повного перемішування в сідловинах хвиль.



Перший механізм реалізується при малих числах  $Re_p$ . Характерним розміром довжини під час розрахунків є довжина трубки.

Якщо  $Re_p > 100$ , реалізується другий механізм. За цього механізму характерним розміром довжини є вже не довжина трубки, а довжина хвилі.

Значення коефіцієнта масовіддачі для  $Re_{nl} < Re_p < 300$  визначають за критеріальним рівнянням

$$Nu'_p = 0,89 Re_p^{0,45} Pr'^{0,5} \left( \frac{v_p^2}{gH^3} \right)^{1/6}, \quad (1.63)$$

де  $Re_{nl}$  – число Рейнольдса, що характеризує початок хвилеутворення:

$$Re_{nl} = 2,43 \left( \frac{\sigma^3}{g v_p^4 \rho_p^3} \right)^{1/11}.$$

Для  $300 < Re_{nl} < 1600$

$$Nu'_p = 0,55 \left[ 10^{-2} (Re_p^{0,5} - 17) + (40 - Re_p^{0,5}) \left( \frac{v_p^2}{gH} \right)^{1/6} \right] Pr'^{0,5}. \quad (1.64)$$

Масообмін при турбулентному режимі течії плівки характеризується більш сильною залежністю коефіцієнтів масовіддачі від густини зрошення або числа  $Re_p$ . При цьому  $\beta_p$  зовсім не залежить від висоти трубки  $H$ . Емпіричне рівняння для  $\beta_p$  в турбулентному режимі має вигляд

$$Nu'_p = 0,77 \cdot 10^{-4} Re_p Sc^{0,5}, \quad \text{якщо } Re_p > 1600. \quad (1.65)$$

Масовіддача в рідкій фазі при більших швидкостях газу ( $w_2 > 10$  м/с) у спадній прямотечії помітно інтенсифікується. На основі дослідів з абсорбції  $C_2$  водою одержане рівняння

$$\beta_p = 0,55 \cdot 10^{-6} \operatorname{Re}_p^{1/3} w_2^{2/3}. \quad (1.66)$$

При висхідній проточній на швидкість масообміну, крім хвилеутворення, значно впливає краплинне віднесення. Віднесення крапель та одночасне їх осадження на плівці сприяють відновленню поверхні та створюють додаткову міжфазову поверхню. В експериментах з абсорбції  $C_2$  водою одержані такі рівняння:

$$\beta_p = 4,5 \cdot 10^{-6} \Psi \operatorname{Re}_p^{0,7}, \quad \text{якщо } w_2 < 40 \text{ м/с}, \quad (1.67)$$

$$\beta_p = 1,5 \cdot 10^{-8} \operatorname{Re}_p^{0,7} w_2^{1,5}, \quad \text{якщо } w_2 > 50 \text{ м/с}, \quad (1.68)$$

де  $\Psi$  – коефіцієнт, що змінюється в інтервалі 0,89–1,12 при збільшенні  $w_2$  від 11,6 до 40 м/с.

#### 1.14. Розрахунок основних розмірів масообмінних апаратів

Діаметр масообмінного апарата  $D$  розраховують за об'ємною витратою  $Q$  і середньою лінійною швидкістю  $w$  визначальної фази (наприклад, газу або пари при масообміні з рідиною):

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi w}}. \quad (1.69)$$

Робочу висоту масообмінного апарата  $H$  можна визначити з рівнянь масопередачі (1.45) і (1.46):

$$M = K_y a V \Delta y = K_{yV} V \Delta y,$$

$$M = K_x a V \Delta x = K_{xV} V \Delta x.$$

Звідси

$$H = 4M/\pi D^2 a K_y \Delta y = 4M/\pi D^2 a K_x \Delta x. \quad (1.70)$$

Однак величина  $a$  здебільшого не може бути заздалегідь розрахована або задана. Не існує також надійного універсального методу визначення поверхневих ( $K_y, K_x$ ) та об'ємних ( $K_{yV}, K_{xV}$ ) коефіцієнтів масопередачі. Тому запропоновано два інші методи розрахунків робочої висоти масообмінних апаратів. Перший із цих методів базується на загальному рівнянні масопередачі, записаному в такому вигляді:

$$G = K_y \frac{S_a H a}{\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}},$$

звідси

$$H = \frac{G}{S_a a K_y} \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = h_y \int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*}. \quad (1.71)$$

Безрозмірне число  $\int_{y_k}^{y_n} \frac{dy}{y - y^*} = n_y$ , що називається **числом одиниць перенесення**,

виражає збільшення концентрації перехідної речовини в потоці  $G$ , яке припадає на одиницю середньої рушійної сили. Отже, число одиниць  $n_y$  характеризує **масообмінну здатність (ефективність) апарата**.

Величина  $h_y = \frac{H}{n_y}$  виражає висоту апарата, еквівалентну одній одиниці

перенесення. Вона називається **висотою одиниці перенесення**, часто позначається як ВОП і визначається за дослідними даними. Знаючи величину ВОП і розрахувавши число одиниць перенесення, знаходимо робочу висоту масообмінного апарата, тобто  $H = n_y h_y$ .

Аналогічно можна виразити робочу висоту апарата через число одиниць перенесення  $n_x$  за фазою  $L$ :

$$H = \frac{L}{S_a a K_x} \int_{x_n}^{x_k} \frac{dx}{x^* - x} = h_x n_x. \quad (1.72)$$

Найпоширеніший в інженерній практиці другий метод – визначення робочої висоти масообмінних апаратів за необхідним числом так званих теоретичних тарілок. **Теоретичною тарілкою** називається однократний контакт взаємодіючих потоків, що завершується досягненням фазової рівноваги. Цей метод розрахунків особливо наочний щодо тарілчастих або східчастих апаратів (рис. 1.9 а). В останніх одна з фаз (наприклад, рідка) стікає зверху вниз, послідовно проходячи через деяке число поперечних розподільних перегородок (тарілок), на кожній з яких утримується шар рідини певної висоти. Надлишок рідини, який надходить із вищерозміщеної тарілки, безупинно стікає на нижчу тарілку. Друга фаза (наприклад, газова, парова) рухається вгору назустріч потоку рідини, барботує через усі її шари на тарілках і залишає апарат у верхньому його перерізі. Якщо припустити, що в результаті інтенсивного масообміну на кожній тарілці фази, що залишають її, набувають рівноваги, то розглянутий процес можна зобразити на діаграмі  $x - y$ , попередньо накресливши на ній рівноважну і робочу лінії (рис. 1.9 б).

Газ із початковою концентрацією речовини  $y_n$  набуває рівноваги на тарілці 1 із рідиною, що залишає цю тарілку з концентрацією  $x_k$ ; при цьому концентрація речовини в газі знижується до  $y_1$ . На тарілці 2 концентрація речовини знижується до  $y_2$  відповідно до рівноважної концентрації в рідині  $x_1$  і т. п. Нарешті, після тарілки 5 газ має концентрацію  $y_k$ , а рідина – рівноважну концентрацію  $x_4$ . Таким чином, на тарілці 1 унаслідок зниження концентрації перехідної речовини в газі від  $y_n$  до  $y_1$  підвищується концентрація в рідині від  $x_1$  до  $x_k$ ; на тарілці 2 – від  $y_1$  до  $y_2$  і від  $x_2$  до  $x_1$  відповідно і т. п.; на тарілці 5 – від  $y_4$  до  $y_k$  і від  $x_n$  до  $x_4$ . У нашому прикладі для здійснення заданого процесу масообміну необхідно п'ять теоретичних тарілок.

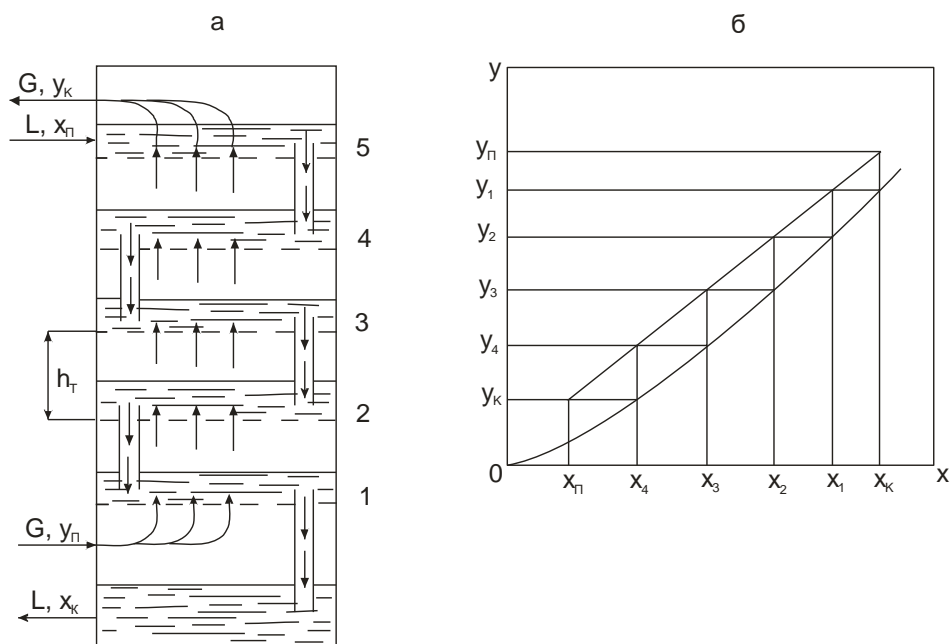


Рисунок 1.9 – До розрахунку необхідного числа теоретичних тарілок:

*а* – схема тарілчастого масообмінного апарата; *б* – графічний метод розрахунку числа тарілок

У реальних апаратах унаслідок короткочасного контакту взаємодіючих фаз і обмеженої площі міжфазової поверхні на кожній тарілці рівновага не досягається, тому число *дійсних* тарілок  $n_d$  більше від числа теоретичних. Відношення  $n_m/n_d = \eta_c$  виражає **середній коефіцієнт корисної дії** реальних тарілок, або середній ступінь наближення до фазової рівноваги. Знаходячи з експериментальних даних величину  $\eta_c$  і розрахувавши число теоретичних тарілок, визначають необхідне число дійсних тарілок, а за відстанню між ними – шукану робочу висоту апарата:  $H = n_d h_m$ . Вибір величини  $h_m$  залежить від виду масообмінного процесу, конструкції апарата, фізичних властивостей і гідродинамічного режиму контактуючих потоків.

У природоохоронних технологіях, крім сідчастих або тарілчастих апаратів, застосовують також апарати з безперервним контактом фаз. Знаючи з досліду значення висоти, еквівалентної одній теоретичній тарілці ( $h_e$ ), і розрахувавши необхідне число теоретичних тарілок, знаходять шукану робочу

висоту апарата:  $H = n_m h_e$ . Величину  $h_e$  позначають як ВЕТТ.

### 1.15. Аналогія між процесами перенесення теплоти, маси й імпульсу

Поле швидкостей бере участь у формуванні поля температур і концентрацій у рідині, що впливає з виду рівнянь конвективного перенесення. Якщо відома залежність поля температур і концентрацій від поля швидкостей, то неважко встановити і зв'язок коефіцієнтів тепловіддачі й масовіддачі з коефіцієнтом гідравлічного опору. Уперше на цей факт звернув увагу Рейнольдс ще в 1874 р. Саме тому аналогія між процесами перенесення теплоти, маси й імпульсу називається *аналогією Рейнольдса*.

У ядрі турбулентного потоку при перемішуванні під дією турбулентних пульсацій відбувається вирівнювання швидкостей, температур і концентрацій. У межевому прошарку, де турбулентні пульсації загасають, спостерігається різке зниження швидкостей, температур, концентрацій. При цьому в загальному випадку товщини гідродинамічного, теплового і дифузійного підшарів неоднакові. Їх товщини збігаються, якщо справедлива рівність

$$\nu = a = D.$$

Виходячи з аналогії Рейнольдса, в деяких випадках можна приблизно визначати швидкість масовіддачі за даними про тертя або про швидкість перенесення тепла.

Відношення між коефіцієнтом масовіддачі та середньою швидкістю потоку характеризується дифузійним критерієм Стентона:

$$St' = \frac{\beta}{w} = \frac{(\varepsilon_\delta / \nu_T) \tau_{sp}}{\rho w^2}, \quad (1.73)$$

де  $\varepsilon_\delta$  – коефіцієнт турбулентної дифузії;  $\nu_T$  – турбулентна в'язкість;  $\tau_{sp}$

– дотичні напруження на межі поділу фаз.

Критерій Стентона можна подати як відношення дифузійних критеріїв Нуссельта і Пекле:

$$St' = \frac{Nu'}{Pe'} = \frac{\beta l/D}{wl/D} = \frac{\beta}{w}. \quad (1.74)$$

Критерій Стентона характеризує подібність полів концентрацій і швидкостей при масовіддачі в подібних турбулентних потоках.

Залежність між коефіцієнтами масовіддачі і тертя має вигляд

$$\frac{\beta}{w} = \frac{\varepsilon_\delta}{\nu_T} \frac{\lambda}{8}. \quad (1.75)$$

Складність практичного застосування виразу (1.75) полягає в недостатній вивченості величин  $\varepsilon_\delta$  і  $\nu_T$ .

Аналогія між масовіддачею і тертям досить точно додержується для газів, для краплинних рідин аналогія дає результати, що не збігаються з експериментом. Аналогія дає значну похибку і для поперечного обтікання потоком тіл, оскільки не враховує виникнення місцевих опорів.

Аналогія Рейнольдса не враховує існування турбулентного межового шару, у зв'язку з цим були розроблені уточнені залежності між  $\beta$  і  $\tau_{ep}$  (аналогії Прандтля, Тейлора та ін.).

Чилтоном і Колборном на основі критеріального рівняння масопередачі одержаний вираз гідродинамічної аналогії (аналогія Чилтона – Колборна):

$$St \cdot Pr^{2/3} = St' \cdot (Pr')^{2/3} = \frac{\lambda}{8} = j_D, \quad (1.76)$$

де  $j_D = \frac{\beta}{w_{сеп}} (Nu')^{2/3}$  – фактор масоперенесення.

Якщо  $Pr = 1$ ,  $Nu' = 1$ , аналогія Чилтона – Колборна переходить в аналогію Рейнольдса.

Експериментальні дані свідчать, що аналогія Чилтона – Колборна з високою точністю описує дані щодо масовіддачі в діапазоні дифузійних чисел

Нуссельта:  $Nu' = 0,6-3\ 000$ .

Використовуючи аналогію Рейнольдса щодо поля температур, одержана аналогія між тепловіддачею і масовіддачею:

$$\frac{\alpha}{\beta} = c_p \rho \left( \frac{Pr'}{Pr} \right)^{2/3}, \quad (1.77)$$

де  $c_p$  – теплоємність теплоносія за сталого тиску.

Вираз (1.77) використовується для масовіддачі в газовій або паровій фазі (наприклад, при випаровуванні води в повітря), для яких  $Pr = Pr' = 1$  і

$\frac{\alpha}{\beta} = c_p \rho$ . Аналогія дає гарні результати і при поперечному обтіканні потоком тіл.

### Питання для самоконтролю

1. Наведіть формули для визначення коефіцієнта дифузії в газах і рідинах.
2. Дайте визначення масовіддачі та масопередачі.
3. За рахунок яких механізмів здійснюється перенесення речовини в турбулентному потоці? Від чого залежить значення коефіцієнта турбулентної дифузії?
4. В яких одиницях може бути виражена концентрація компонента?
5. Сформулюйте закони Дальтона та Амага. Дайте визначення парціального тиску і парціального об'єму.
6. Сформулюйте правило фаз при рівновазі у системі.
7. Що таке коефіцієнт розподілу?
8. Сформулюйте закони Генрі і Рауля.
9. Виведіть рівняння робочої лінії. Якими факторами визначаються початкові та кінцеві концентрації в рівнянні?
10. Запишіть рівняння масовіддачі. Дайте визначення коефіцієнта масовіддачі.



11. Запишіть критеріальне рівняння масовіддачі. Дайте визначення критеріїв, що входять до нього.
12. Назвіть і охарактеризуйте моделі масовіддачі.
13. Дайте визначення дифузійного межового прошарку. Якими механізмами здійснюється перенесення речовини в цьому прошарку?
14. Запишіть рівняння масопередачі. Дайте визначення коефіцієнта масопередачі.
15. Запишіть правило адитивності фазових опорів перенесення речовини.
16. З якою метою застосовують об'ємні коефіцієнти масовіддачі та масопередачі? Запишіть рівняння масовіддачі (масопередачі) з використанням об'ємних коефіцієнтів масовіддачі й масопередачі.
17. Наведіть формули для визначення середньої рушійної сили масопередачі.
18. Опишіть масопередачу під час руху частинок. Що таке зовнішня і внутрішня дифузійні області?
19. Як відбувається масовіддача всередині краплі і бульбашки?
20. Унаслідок дії яких факторів інтенсифікується масообмін у плівках рідини?
21. Наведіть вираз для визначення діаметра і висоти масообмінного апарата.
22. Дайте визначення числа одиниць перенесення, висоти одиниць перенесення.
23. Дайте визначення числа теоретичних і дійсних тарілок, середнього коефіцієнта корисної дії.
24. У яких випадках застосовують аналогію Рейнольдса?

### Список додаткової літератури для вивчення розділу 1

1. Кафаров В. В. Основы массопередачи. Системы газ – жидкость, пар – жидкость, жидкость – жидкость : учеб. для вузов / В. В. Кафаров. – 3-е изд., перераб. – Москва : Высшая школа, 1979. – 439 с.
2. Протодьяконов М. О. Гидродинамика и массообмен в системах газ – жидкость / М. О. Протодьяконов, И. Е. Люблинская. – Ленинград : Наука, 1990. – 349 с.
3. Рудобашта С. П. Массоперенос в системах с твердой фазой / С. П. Рудобашта ; под ред. А. Н. Плановского. – Москва : Химия, 1980. – 248 с.
4. Шервуд Т. Массопередача : пер. с англ. / Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки ; под ред. В. А. Малюсова. – Москва : Химия, 1982. – 695 с.

## РОЗДІЛ 2

### РЕКТИФІКАЦІЙНІ ТА АБСОРБЦІЙНІ КОЛОННІ АПАРАТИ

Колонні апарати застосовують для проведення процесів ректифікації, абсорбції та мокрого очищення газів, тобто для реалізації взаємодії між рідкою та газовою фазами. Забезпечення контакту між рідиною та газом (парою) досягається за рахунок застосування пристроїв, що змушують газ неодноразово барботувати через рідину; використанням насадок, якими стікає рідина, контактуючи з газом; розпилюванням рідини в потоці газу, а також за рахунок використання відцентрової сили. Відповідно до способу забезпечення контакту між рідиною та газом розрізняють барботажні (тарілчасті), насадкові та колонні апарати механічного типу, в яких розпилюється рідина.

Рідина та газ, як правило, рухаються протитечійно, хоча існують апарати з прямотечійним режимом руху потоків. Вибір типу колонного апарата визначається умовами процесу, витратами рідини й газу, тиском, температурою, корозійними властивостями продуктів, наявністю забруднень. Як правило, для процесів ректифікації застосовують тарілчасті колони, а для абсорбції – насадкові. Основні елементи тарілчастих та насадкових колон нормалізовано. Нестандартні колонні апарати застосовують порівняно рідко та, як правило, у спеціальних випадках.

Висоту й діаметр колонних апаратів визначають на підставі технологічних, теплових та гідродинамічних розрахунків. Як показує практика, колонні апарати – це вертикальні пристрої з великою висотою та малим (порівняно з висотою) діаметром. Установки ректифікації та абсорбції – це складні агрегати, в яких колона з'єднана з рядом допоміжних апаратів: кубами, кип'ятильниками, теплообмінниками, сепараторами та ін.

Колони великих розмірів, як правило, встановлюють на відкритих виробничих майданчиках. Трубопроводи, майданчики технічного обслуговування і допоміжне устаткування кріпляться, як правило, до корпусу колони. На верхній майданчик встановлюють кран для монтажних та ремонтних робіт.

До колон умонтовують багато контрольнo-вимірювальних приладів для вимірювання тиску, температури, визначення концентрації компонентів суміші. На лініях уведення та відведення з колон рідини обов'язково установлюють гідравлічні затвори, що перешкоджають проходженню газової фази через рідинні патрубкі. Затвори виготовляють у вигляді U-подібних ділянок трубопроводів або поперечних перегородок, які вмонтовують перед штуцерами. Колонне устаткування, як правило, працює за атмосферного тиску; вакуумні та колони з надлишковим тиском поширені значно менше. Температурний інтервал застосування колонних апаратів досить великий: від  $-190\text{ }^{\circ}\text{C}$  (установки глибокого холоду) до  $350\text{--}400\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

### **2.1. Класифікація колонних апаратів**

Визначальною ознакою апаратури для масообміну є стан міжфазової поверхні. Відповідно до цього в основу класифікації апаратури, яку призначено для проведення процесів масопередачі, покладено принцип утворення міжфазової поверхні. *Дифузійні апарати класифікують на групи:*

- апарати з фіксованою поверхнею фазового контакту;
- апарати з поверхнею контакту, утвореною в процесі руху потоків;
- апарати із зовнішнім підведенням енергії.

Відповідно до наведеної класифікації найбільш типові та широковикористовувані у промисловості апарати поділяють за групами, основні з яких наведено в таблиці 2.1.

До конструкції масообмінних апаратів висувають такі вимоги: прийнятна вартість, простота в обслуговуванні, висока продуктивність, максимально розвинена поверхня контакту між фазами та ефективність передачі маси речовини з однієї фази до іншої, стійкість режиму в широкому діапазоні навантажень, максимальна пропускна здатність щодо парової (газової) та рідкої фаз, мінімальний гідравлічний опір, міцність конструкції, надійність та довговічність.

Таблиця 2.1 – Класифікація колонних апаратів

Апарати з фіксованою поверхнею	Апарати з поверхнею, утвореною в процесі руху фаз	Апарати із зовнішнім підведенням енергії
Плівкові колони зі зрошуваними стінками	Тарілчасті ковпачкові колони	Агрегати з механічними мішалками
Колони з плоско-паралельною насадкою	Тарілчасті сітчасті колони	Пульсаційні колони
Поличні колони	Тарілчасті колони з одним напрямом руху пари та рідини	Вібраційні колони
Колони з розпиленням	Тарілчасті, гратчасті та сітчасті колони без патрубків перетікання (колони з провальними тарілками)	Відцентрові агрегати
	Насадкові колони	
	Інжекторні (струминні) апарати	

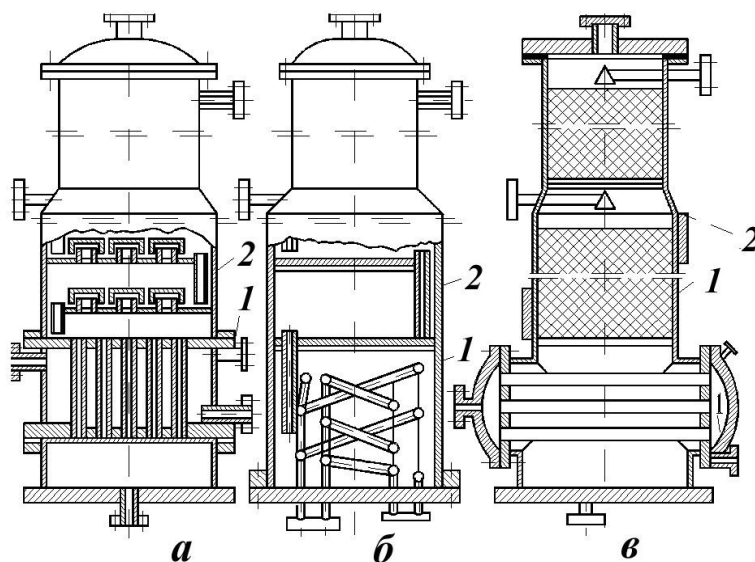


Рисунок 2.1 – Типові конструкції колон: *а* – ковпачкові; *б* – сітчаста; *в* – насадкова; *1* – куб колони; *2* – колона

## 2.2. Тарілчасті колони

Відомо багато типів конструкцій тарілчастих колон. Це пояснюється широким асортиментом сировини, що переробляється, чималим діапазоном продуктивності та різним гідравлічним режимом колон.

Як конструкційні матеріали для виготовлення колонних апаратів найчастіше застосовують вуглецеву та кислотостійку сталь. У деяких випадках, за умовами корозії та очищення тарілок, доцільно використовувати чавун. Колони з кольорових металів виготовляють рідше. Сьогодні освоєно виготовлення тарілчастих колон із неметалічних матеріалів (кераміки, графіту, фторопласту, скла).

У хімічній промисловості впроваджують тарілчасті колони різних розмірів: від невеликих діаметром 300–400 мм до великотоннажних високопродуктивних колонних установок діаметром 5, 8 та 12 м.

Висота колони залежить від кількості тарілок та відстані між ними. Чим менша відстань між тарілками, тим нижча колона, проте при зменшенні відстані між тарілками збільшується віднесення краплин рідинної фази та виникає небезпека перекидання рідини з нижніх тарілок на верхні, що істотно зменшує ККД устаткування. Тому під час проектування відстань між тарілками беруть не меншою ніж 200–300 мм. Для можливості проведення ремонтних робіт та очищення тарілок відстані між ними беруть із рекомендацій, наведених у таблиці 2.2.

Таблиця 2.2 – Рекомендації щодо вибору відстані між тарілками

Діаметр колони, м	Відстань між тарілками, мм
До 0,8	200–350
0,8–1,6	350–400
1,6–2,0	400–500
2,0–2,4	500–600
Більше ніж 2,4	Більше ніж 600

Кип'ятильники до ректифікаційних установок малої продуктивності виготовляють у вигляді змійовиків, що встановлюються безпосередньо в кубі, але частіше кип'ятильники виконують як виносне теплообмінне устаткування, що вертикально встановлюється поряд із кубом та сполучається з ним двома патрубками. Колони періодичної дії мають куби великої ємності, об'єму яких достатньо для прийняття однієї партії сировини. У колонах безперервної дії куб великої ємності не потрібний. Функції випарного куба виконує нижня частина апарата, висота якої становить 1–1,5 м.

*До тарілок ставлять такі вимоги:* вони повинні мати високий ККД (забезпечувати ефективний контакт між рідиною та газом), мати малий гідравлічний опір, стійко працювати за значних змін витрат пари (газу) та рідини. Тарілки повинні бути простими за конструкцією, зручними в експлуатації, мати малу вагу та низьку експлуатаційну чутливість до різних видів осадів та відкладень, що особливо важливо під час роботи із забрудненими рідинами. Найширшого впровадження набули ковпачкові, сітчасті та клапанні тарілки.

У ректифікаційних та абсорбційних колонах, що впроваджують у хімічній (нафтохімічній) галузі, використовують декілька типів тарілок, сфера застосування яких залежить головним чином від навантажень за газовою та рідинною фазами, а також від фізичних властивостей потоків сировини.

У загальному випадку необхідно вважати, що вакуумні колони характеризуються малими навантаженнями щодо рідини (незначні об'ємні витрати рідини); атмосферні колони – помірними навантаженнями щодо газової та рідинної фаз; колони, що працюють під тиском, – малими навантаженнями за газовою та великими – за рідинною фазою. Особливо значні навантаження щодо рідини спостерігаються в абсорберах та десорберах. Необхідність застосування тарілок різних типів визначається також специфікою та особливостями роботи нафтопереробних і газопереробних підприємств, наприклад продуктивністю установок, сполучених між собою у технологічну лінію, що залежить не лише від кількості вихідної сировини, а й від її складу.

### 2.2.1. Ковпачкові, клапанні, S-подібні, лускаті та пластинчасті тарілки

Ковпачкові тарілки найчастіше застосовують у ректифікаційних установках. Конструкційна схема пристрою ковпачка наведена на рис. 2.2 а.

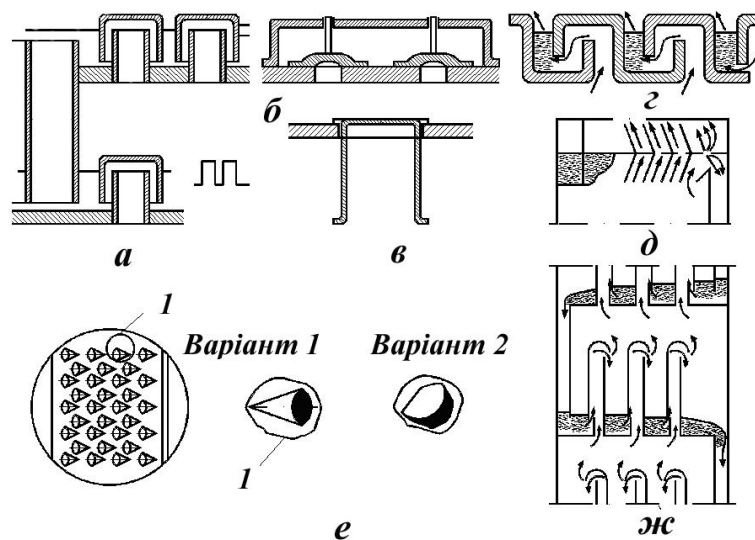


Рисунок 2.2 – Конструкції тарілок:

*а* – ковпачкова; *б* – клапанна з верхнім обмежувачем підняття; *в* – клапанна з нижнім обмежувачем підняття; *г* – із S-подібних елементів; *д* – пластинчаста; *е* – луската; *ж* – прямотечійна

Пара з попередньої тарілки потрапляє до парових патрубків ковпачків і барботує через шар рідини, в яку частково занурені ковпачки. Ковпачки мають отвори або зубчасті прорізи, що розділяють потік газової фази на декілька дрібніших, для збільшення поверхні контакту пари з рідиною. Переливні трубки призначено для підведення та відведення рідини та регулювання її рівня на тарілці. Основною областю масообміну й теплообміну між газами та рідиною, як свідчать результати дослідження, є шар піни та краплинок над тарілкою, що утворюються в результаті барботування газової фази. Висота цього шару залежить від розмірів ковпачків, глибини їх занурення, швидкості газової фази, товщини шару рідини на тарілці, фізичних властивостей потоків.

Необхідно зазначити, що, окрім ковпачкових тарілок, у виробництві за-



стосовують також клапанні, жолобкові, S-подібні, лускаті, провальні та інші конструкції. Під час проектування конструкцій колонного устаткування потрібно враховувати особливості конструкцій тарілок, адже вони істотно впливають на режими у внутрішньому об'ємі апаратів та є одним із визначальних факторів, що обумовлюють процес, а отже, й усю конструкцію.

Завдяки можливості саморегулювання *клапанні тарілки* (рис. 2.2 б, в) показали високу ефективність при широких інтервалах навантажень. Залежно від значення навантаження клапан може рухатися вертикально, змінюючи при цьому площу прохідного перерізу для проходження пари, причому максимальний переріз визначається висотою пристрою, який обмежує цей підйом. Площа прохідного перерізу отворів для газової фази, як правило, становить 10–15 % від площі загального перерізу колони. Швидкість газової фази становить 1,2 м/с. Клапани виготовляють у вигляді пластин круглого або прямокутного перерізу з верхнім (рис. 2.2 б) або нижнім (рис. 2.2 в) обмежувачем підйому.

Тарілки, зібрані з *S-подібних елементів* (рис. 2.2 в), забезпечують рух газу та рівномірність потоку в одному напрямку, сприяючи вирівнюванню концентрації рідини на тарілці. Площа прохідного перерізу на тарілці становить 12–20 % від площі перерізу колони. Коробчастий поперечний переріз елемента створює значну жорсткість конструкції, що дозволяє встановлювати його на опорне кільце без проміжних опор у колонах діаметром до 4,5 м.

*Лускаті тарілки* (рис. 2.2 е) пропускають гази в напрямку потоку рідини. Вони працюють найефективніше при струминному режимі, що виникає за швидкості газової фази в лусках більше ніж 12 м/с. Площа пропускного перерізу становить 10 % від площі перерізу колони. Луски бувають арочними (рис. 2.2 (варіант перший)) та пелюстковими (рис. 2.2 (варіант другий)), їх розміщують на тарілці у шаховому порядку. Простота конструкції, ефективність і значна продуктивність надають істотних переваг конструкціям цих тарілок.

*Пластинчасті тарілки* (рис. 2.2 д) зібрані з окремих пластин, розміщених під кутом 4–9° до горизонту. У зазорах між пластинами пара рухається зі швид-

кістю 20–50 м/с. Над пластинами встановлені відбійні щитки, що зменшують віднесення краплин рідини. Ці тарілки відрізняються значною продуктивністю, малим опором та простотою конструкції.

### 2.2.2. Тарілки провального типу

До провальних належать ґратчасті, колосникові, трубчасті, сітчасті (плоскі або хвилясті без зливних пристроїв) тарілки. Площа прохідного перерізу тарілок змінюється в інтервалі 15–30 %. Рідинна й газова фази рухаються поперемінно через кожен отвір залежно від співвідношення їх напорів. Тарілки мають малий опір, високий ККД, працюють за значних навантажень та відрізняються простотою конструкції. *Прямотечійні* тарілки забезпечують тривалий контакт плівки рідини з газом, що рухається зі швидкістю 14–45 м/с. Площа пропускного перерізу тарілки досягає 30 %.

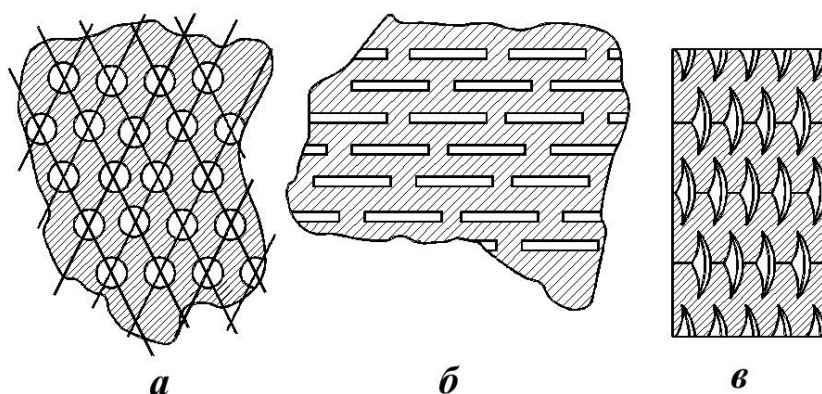


Рисунок 2.3 – Форма отворів у сітчастих тарілках:  
а – круглі; б – щілиноподібні; в – просічені трикутні

*Сітчасті* тарілки являють собою лист із пробитими в ньому круглими або щілиноподібними отворами діаметром (шириною) 3–10 мм (рис. 2.3). Потік газу, який проходить в отвори, барботує через шар рідини, що стікає через переливні патрубки. Швидкість пари в отворах становить 10–12 м/с. Різновидом сітчастих є провальні *ґратчасті тарілки*, в яких відсутні переливні патрубки, і рідина стікає по отворах у ґратках назустріч потоку газової фази. Отвори в провальних тарілках дещо більші, ніж у сітчастих.

Досить цікавою за конструкційним оформленням є *хвиляста ґратчаста тарілка*. Хвилі додають тарілці підвищеної жорсткості, що дає можливість застосовувати її при великому діаметрі колони без опорних балок. Сітчасті та ґратчасті тарілки прості за конструкцією й ефективні. Істотними недоліками є необхідність точного регулювання заданого режиму (особливо за витратою газової фази) та велика залежність експлуатаційних показників від осаду й відкладень, що забивають отвори.

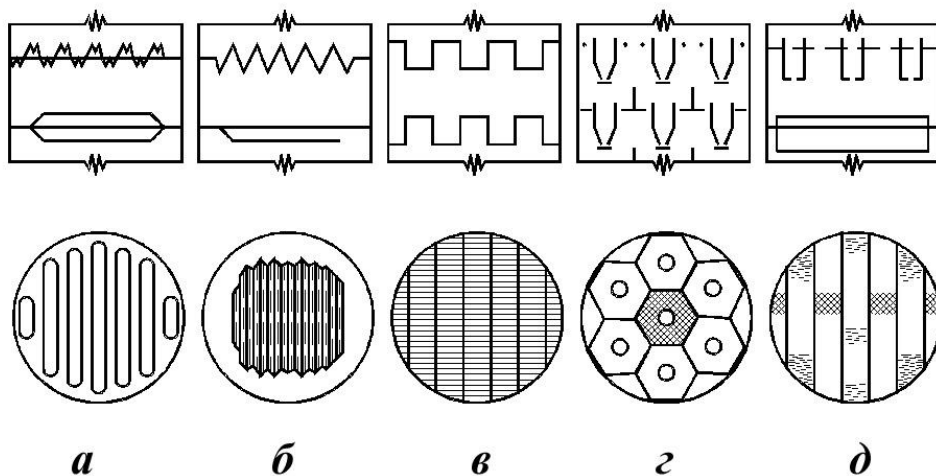


Рисунок 2.4 – Удосконалені конструкції тарілок провального типу:

*а* – з відігнутими кромками щілин; *б* – із гофрованою поверхнею; *в* – зі ступінчастим розміщенням листів; *г* – із двома зонами контакту; *д* – із великою кількістю переливів

Для збільшення продуктивності та ефективності тарілок провального типу передусім необхідно забезпечити *рівномірний розподіл потоків* на площі колони. Для цього поверхню тарілок пропонують виготовляти гофрованою на зразок сітчастих хвилястих тарілок (рис. 2.4 б) або тарілок із просіченого листа з кромками отворів або щілинами, які відігнуто до одного в різні боки (рис. 2.4 а). Поверхня тарілок може бути ступінчастою (рис. 2.4 в). Експериментальне дослідження основних характеристик зазначених конструкцій показало, що їх продуктивність приблизно вдвічі вища за продуктивність звичайних ґратчастих тарілок при дещо кращій або однаковій ефективності розділення; такі тарілки створюють невеликий гідравлічний опір, і на них утримується не-

значний шар спіненої рідини.

*Рівномірного розподілу потоків* на протитечійному контактному пристрої (типу сітчастої тарілки) можна досягти секціонуванням її поверхні на окремі ділянки. Причому на кожній ділянці повинен бути свій переливний пристрій, довжина якого менша, ніж відстань до попередньої тарілки (рис. 2.4 г). Контакт пари та рідини в таких пристроях здійснюється одночасно в шарі, який барбоує, в основі тарілки та в струменях, що стікають. Гідравлічний затвор забезпечується стовпом рідини, що витікає через щілини внизу переливного пристрою.

Аналогічні конструкції (рис. 2.4 д) застосовують на імпорتنих зразках обладнання, головним чином у колонах розділення вуглеводневих газів, де продуктивність лімітується навантаженнями рідиною. Експериментальні дослідження та досвід експлуатації таких конструкцій показали їх високу ефективність, а порівняльний аналіз – істотні переваги перед звичайними конструкціями переливних тарілок в умовах розділення при підвищених навантаженнях за рідкою фазою.

Для *рівномірного розподілу потоків* на площі, а отже, і підвищення ефективності застосування ґратчастих тарілок щілини виготовляють різної ширини та розміщують нерівномірно по площі. На тарілках із щілинами різної ширини за малих навантажень щодо газової фази працюватимуть головним чином вузькі щілини; зі зростанням навантаження в роботу включатимуться й інші. Вочевидь, питання конструювання провальних тарілок великого діаметра з точки зору рівномірного розподілу потоків по перерізу колони повинні вирішуватися в результаті випробувань контактної пристрою натуральної величини (немасштабної моделі) на спеціальних стендах.

Значне поліпшення експлуатаційних характеристик ґратчастих та сітчастих тарілок провального типу досягається шляхом монтажу на більшості (70–80 %) щілин (або отворів) клапанів прямокутної або круглої форми. Дослідження роздільної здатності колон із провальними тарілками звичайної конструкції, які мають клапани, показали, що продуктивність, ефективність та діапазон їх стійкої роботи збільшуються від 20 до 50 % при незначному збільшен-

ні гідравлічного опору (від 20 до 40 мм вод. ст.).

Гратчасті тарілки провального типу доцільно встановлювати в колони разом із розподільниками рідини з таким розрахунком, щоб один розподільник був розміщений через кожні 8–10 тарілок, при цьому чим більший діаметр колони, тим менша кількість тарілок повинна бути між сусідніми розподільниками.

Високу продуктивність та низький гідравлічний опір мають також тарілки, утворені з установлених вертикально металевих смуг невеликої висоти. Подібні конструкції успішно застосовують у вакуумних колонах, а також при очищенні та промиванні газів.

Найбільш ефективні, надійні та водночас прості конструкції контактних пристроїв будуть створені шляхом комбінування розглянутих вище способів поліпшення конструкцій гратчастих та сітчастих тарілок провального типу і тарілок із переливами.

### 2.2.3. Каскадні промивні тарілки

Каскадні промивні тарілки відрізняються щодо розміщення елементів (горизонтальне або похиле) та за формою виконання самих елементів. На рисунку 2.5 показані різні каскадні промислові тарілки, які на сьогодні набули застосування в хімічній промисловості.

Сегментні тарілки типу «диск-кільце» з горизонтальним розміщенням елементів (рис. 2.5 а, б) мають отвори для проходження рідини діаметром  $d_{ome} = 8-10$  мм. Розміщуються отвори у вершинах рівностороннього трикутника з кроком  $2d_{ome}$ . При малій кількості отворів їх розміщують якнайдалі від краю сегмента. Для підтримання певного рівня рідини тарілка має борт заввишки 50–40 мм. Прохідний переріз вирізу становить не менше 30 % від площі перерізу колони. Відстань між полицями промислових колон повинна бути не меншою ніж 400 мм.

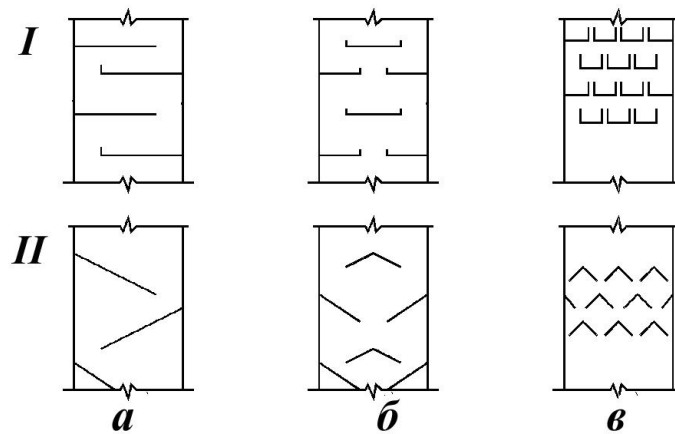


Рисунок 2.5 – Конструкції каскадних промивних тарілок:

*I* – із горизонтальним розміщенням елементів; *II* – із похилим розміщенням елементів; *а* – сегментні; *б* – типу «диск-кільце»; *в* – полицні

Дещо складніші за конструкційною будовою – *поличні тарілки* (рис. 2.5 в), які застосовують у випадках, коли потрібні великі відстані між тарілками. Елементи поличних тарілок не мають отворів, рідина зливається лише через зубчасті зливні планки. Для рівномірної роботи цих тарілок у верхній частині колони необхідно встановити надійний розподільник рідини. Перепускний переріз для проходження пари через поличні тарілки такий самий, як і в інших тарілках. Каскадні промивні тарілки з горизонтальним розміщенням елементів застосовують, як правило, на чистих рідинах. У колонах установок каталітичного крекінгу, де разом із парою рухається каталізатор, застосовують тарілки з похило розміщеними елементами, які значно менше засмічуються та забезпечують краще відмивання газової фази від каталітичного пилу. Для зменшення загальної висоти колон великого діаметра замість сегментних тарілок типу «диск-кільце» застосовують поличні. Максимальний кут нахилу елементів становить  $30^\circ$ . Основні конструкційні розміри такі самі, як і для тарілок із горизонтально розміщеними елементами.

### 2.3. Насадкові колони

Насадкові колони широко використовують для процесів абсорбції, очищення, охолодження, зволоження газів та ректифікації. Прийнятна експлуатація

насадкових колон спостерігається лише при інтенсивному та рівномірному зрошуванні насадки рідиною. Розрізняють два основні режими роботи апаратів:

- плівковий режим, за якого рідина, що омивається газом, стікає по елементах насадки;
- емульгаційний режим, за якого весь об'єм апарата заповнено рідиною, а газ барботує через її шар між елементами насадки.

До основних елементів насадкових колон відносять: насадку, пристрої для зрошування та розподілу рідини, опорні колосники та інші пристрої, що підтримують шар насадки. За способом розміщення насадки по висоті апарата колони поділяють на колони з повним заповненням насадкою (рис. 2.6 а), розділені на секції (рис. 2.6 б), та колони з частковим заповненням об'єму насадкою (рис. 2.6 в).

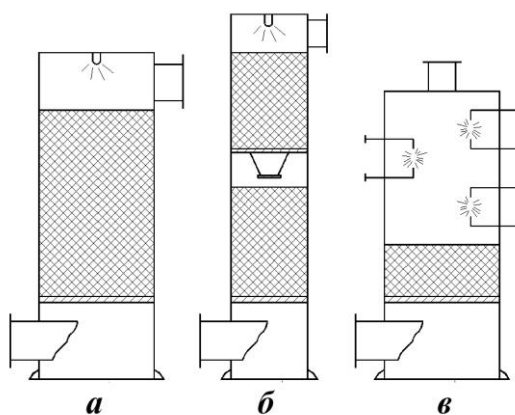


Рисунок 2.6 – Типи насадкових колон: *а* – колона, повністю заповнена насадкою; *б* – колона з насадкою, поділеною на секції; *в* – колона, частково заповнена насадкою

Колони з повним заповненням насадкою, що завантажуються, як правило, навалом, мають висоту шару насадки не більше  $H = (6-8)D$ . Подальше збільшення висоти шару обмежується тим, що рідина стікає по хаотично завантаженій насадці, яка має тенденцію під час експлуатації переміщуватися до периферії, внаслідок чого частина шару не змочується. За умови, коли потрібна висота шару більша ніж  $(6-8)D$ , насадку в апараті розміщують окремими шарами (секціями). Після кожного шару рідину збирають та за допомогою розподільних

пристроїв рівномірно зрошують нею наступний шар насадки. Загальна висота насадкової колони, яку розділено на секції, може досягати 30–40 м. Колони, завантажені частково, мають над шаром насадки значний вільний простір, в якому рідина взаємодіє з газом у розпиленому стані.

Для того щоб насадка працювала ефективно, вона повинна задовольняти такі вимоги:

- мати значну поверхню, що укладається в одиниці об'єму;
- добре змочуватися рідиною;
- мати малий гідравлічний опір потокам, що обробляються;
- рівномірно розподіляти рідину на власній площі;
- бути стійкою до хімічної дії потоків, що рухаються в колоні;
- мати малу питому вагу;
- мати високу механічну міцність;
- мати прийнятну вартість.

Насадок, які в повному обсязі задовольняють весь перелік вимог, не існує, оскільки, наприклад, збільшення питомої поверхні насадки спричиняє зростання гідравлічного опору апарата та зниження граничних навантажень. У промисловості застосовують різні за формою та розмірами насадки (рис. 2.7), які тією чи іншою мірою задовольняють вимоги, що є пріоритетними під час проведення конкретного процесу в колонному устаткуванні. Насадки виготовляють із різних матеріалів (кераміки, фарфору, сталі, пластмаси та ін.), обрання конкретного конструкційного матеріалу для виробництва диктується значенням питомої поверхні насадки, здатністю до змочування та корозійною стійкістю.

Як насадки застосовують також шматки коксу або кварцу розмірами 25–100 мм, які в колону засипаються навалом. Проте внаслідок ряду недоліків (мала питома поверхня, високий гідравлічний опір) *шматкову насадку* на сьогодні застосовують рідко.



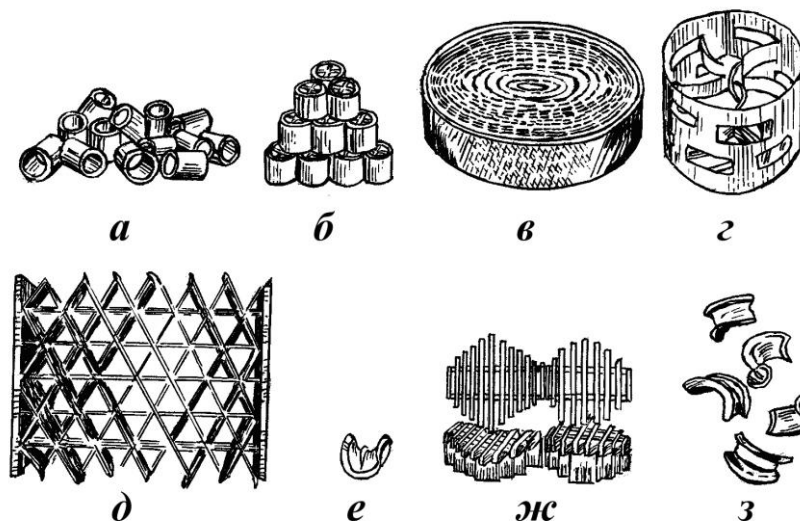


Рисунок 2.7 – Типи насадок:

*а* – кільця Рашига, укладені хаотично (навалом); *б* – кільця з перегородками, укладені в певному порядку; *в* – насадка Гудлос; *г* – кільця Паля; *д* – насадка «Спрейпак»; *е* – сідла Берля; *ж* – хордова насадка; *з* – сідла «Інталлокс»

Значного поширення набула насадка у вигляді тонкостінних керамічних кілець рівного діаметра (*кільця Рашига*), що змінюється в інтервалі 15–150 мм. Кільця малих розмірів завантажують до колон навалом (рис. 2.7 а). Великі кільця (розміром не менше ніж 50×50 мм) укладають правильними рядами, зсунутими один до одного (рис. 2.7 б). Цей спосіб заповнення апарата насадкою називають «завантаження в укладку», а завантажену таким способом насадку – *регулярною*. Регулярна насадка має ряд переваг порівняно з *нерегулярною*, тією, яку засипано до об'єму колони навалом: має менший гідравлічний опір, допускає експлуатаційні режими зі значною швидкістю газової фази. Проте для поліпшення змочування регулярних насадок необхідно застосовувати складніші за конструкціями зрошувачі. *Хордова* дерев'яна насадка (рис. 2.7 ж), як правило, використовується в колонному устаткуванні, яке має значний діаметр. Основна її перевага – простота виготовлення, недоліки – відносно невелика питома поверхня та незначний вільний об'єм.

Останнім часом стали застосовуватися спіральні насадки, виконані з металевих стрічок та дроту, *металеві сітчасті насадки* (рис. 2.7 д), а також *наса-*

*дки зі скляного волокна.*

При виборі розмірів насадки необхідно враховувати таке: чим більші розміри її елемента, тим вища швидкість газу, що допускається (відповідно й продуктивність апарата), та нижчий гідравлічний опір. Загальна вартість колонного апарата з насадкою, яка складається з елементів великих розмірів, буде нижчою за рахунок зменшення діаметра апарата, незважаючи на те, що його висота дещо збільшиться порівняно з висотою апарата, в якому застосовано насадку меншого розміру (внаслідок зниження величини питомої поверхні та інтенсивності масопередачі).

Дрібну насадку переважно використовують під час проведення процесу абсорбції під підвищеним тиском, оскільки в цьому випадку гідравлічний опір абсорбера не має істотного значення. Крім того, дрібна насадка, що має більшу питому поверхню, має істотні переваги перед великою, тоді як для здійснення процесу абсорбції необхідна велика кількість одиниць перенесення або теоретичних рівнів зміни концентрації.

Основними перевагами насадкових колон є простота конструкції та низький гідравлічний опір. Недоліки – важкість відведення тепла та іноді незадовільна властивість насадки щодо змочування її рідиною при низькій густині зрошування. Відведення тепла із цих апаратів та поліпшення здатності до змочування досягається шляхом рециркуляції абсорбенту, що ускладнює та здорожчує обладнання.

Насадкові колони рідко застосовують під час роботи із забрудненими рідинами. Для таких випадків останнім часом стали застосовувати абсорбери з «плаваючою» насадкою. У цих абсорберах як насадки здебільшого використовують легкі порожнисті або суцільні пластмасові кулі, які при досить значних швидкостях газової фази перетворюються на зважений стан.

В абсорберах із «плаваючою» насадкою допустимі вищі швидкості газової фази, ніж в абсорберах із нерухомою насадкою. При цьому збільшення швидкості газу приводить до більшого розширення шару куль і, отже, незначного збільшення гідравлічного опору апарата.

## 2.4. Колонне обладнання, в якому відбувається розпилювання матеріалів

### *Протитечійний абсорбер-розпилювач*

В апаратах цього типу щільний контакт між фазами досягається шляхом розпилення (або розбризкування різними способами) рідини в газовому потоці. Ємнісний абсорбер-розпилювач (рис. 2.8) – це колона, у верхній частині корпусу 1 встановлено форсунки 2 для розпилення рідини (як правило, механічні). В абсорберах-розпилювачах об'ємні коефіцієнти масопередачі швидко знижуються в міру віддалення від форсунок унаслідок коалесценції крапель та зменшення поверхні фазового контакту. Тому зрошувачі (форсунки) в цих апаратах встановлюють на декількох рівнях.

До переваг ємнісних абсорберів-розпилювачів належать: простота конструкції, низький гідравлічний опір, можливість роботи із забрудненими газами, легкість огляду, очищення та ремонту. Недоліки цих апаратів: невисока ефективність, значна витрата енергії на розпилювання рідини, важкість роботи із забрудненими рідинами, необхідність подачі великих кількостей абсорбенту для збільшення кількості крапель та відповідно поверхні контакту фаз, низькі допустимі швидкості газу, значення яких обмежене віднесенням крапель.

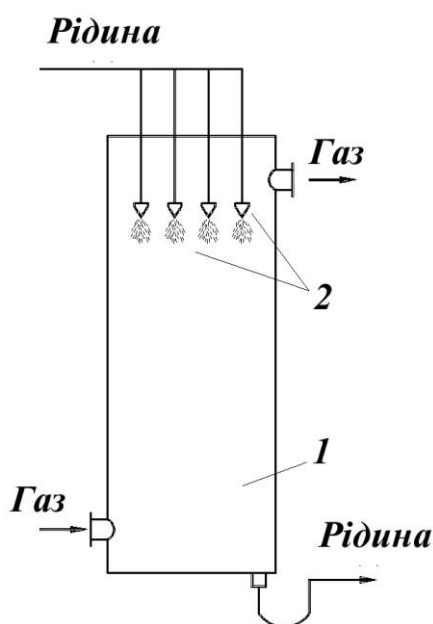


Рисунок 2.8 – Ємнісний абсорбер-розпилювач:

1 – колона; 2 – форсунки

Абсорбери-розпилювачі в основному застосовують для поглинання газів, що добре розчиняються в рідині, оскільки внаслідок високої відносної швидкості фаз та турбулізації потоку коефіцієнти масовіддачі в газовій фазі у цих апаратах досить високі.

*Прямотечійний абсорбер-розпилювач.* Більш ефективними апаратами є прямотечійні абсорбери-розпилювачі. У них рідина, яку розподілено, підхоплюється та відноситься газовим потоком, що рухається з великою швидкістю (більше 20–30 м/с), а потім відділяється від газу в камері сепарації. До апаратів такого типу належить абсорбер Вентурі (рис. 2.9), основним конструкційним елементом якого є труба Вентурі. Рідина надходить до конфузора труби 1, протікає у вигляді плівки та в горловині 2 розпилюється газовим потоком. Далі рідина відноситься газом до дифузора 3, в якому відбувається поступове зниження швидкості газу, кінетична енергія газового потоку переходить в енергію тиску з мінімальними втратами. Сепарація крапель відбувається в камері 4.

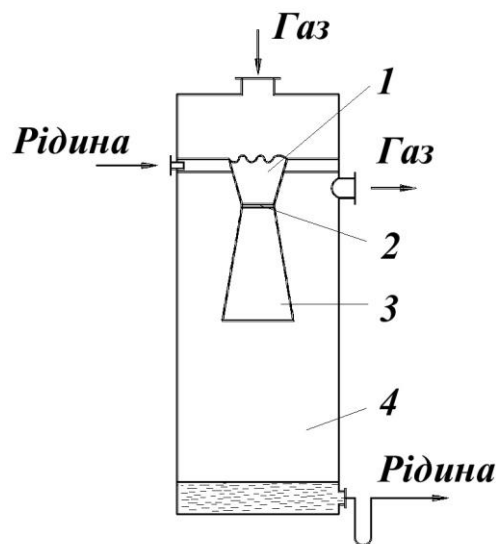


Рисунок 2.9 – Абсорбер-розпилювач Вентурі:

1 – конфузоре; 2 – горловина; 3 – дифузоре; 4 – сепараційна камера

До абсорберів-розпилювачів належать і механічні абсорбери, в яких розбрикування рідини відбувається засобами пристроїв, що обертаються, тобто з підведенням зовнішньої енергії для отримання більшої поверхні контакту фаз

між газом та рідиною.

*Роторний відцентровий абсорбер.* На рисунку 2.10 наведена схема роторного відцентрового абсорбера з вертикальним валом, що обертається. У цьому агрегаті обертові тарілки 1 закріплено на валу. Вони чергуються з нерухомими тарілками 2, що кріпляться до корпусу колони. Тарілки 1 оснащено кільцевими вертикальними ребрами 3, а тарілки 2 – співвісними ребрами. При такій конструкції між обертовими та нерухомими тарілками утворюються кільцеві канали. Рідина надходить до центральної частини колони та під дією відцентрової сили розбризкується кромкою ребра, яке обертається. Краплі пролітають простір, заповнений газом, та ударяються об стінку відповідного ребра нерухої тарілки. Таким чином, під час руху рідини від центра до периферії тарілки відбувається багатократний контакт фаз. До переваг механічних абсорберів відносять компактність та ефективність. До недоліків – складність конструкції та значні витрати енергії на здійснення процесу.

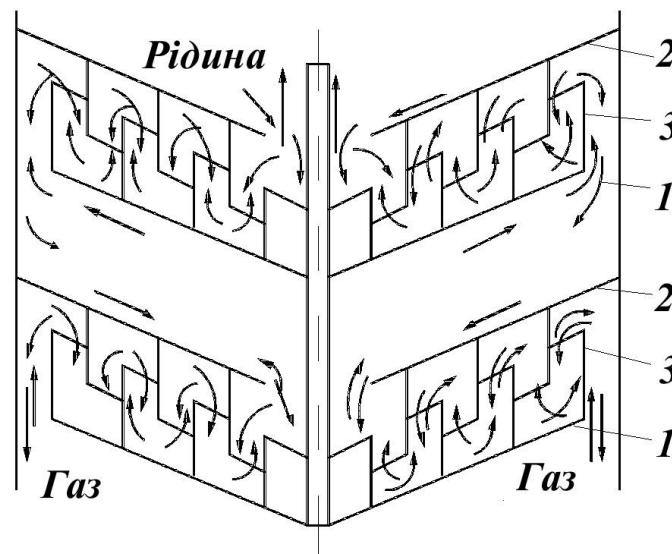


Рисунок 2.10 – Схема роторного відцентрового апарата:

1 – обертові тарілки; 2 – нерухомі тарілки; 3 – кільцеві ребра

Інколи в газорідинних системах для диспергування однієї фази в іншу виявляється достатнім використання енергії самого газового потоку, що взаємодіє з рідиною, а підведення зовнішньої енергії для цього недоцільне.

## 2.5. Відбійні пристрої

Відбійні пристрої призначені для відокремлення краплин рідини з потоку пари (газу); вони встановлюються як у верхній частині абсорбційної колони, так і на різних рівнях ректифікаційних колон. Відбійні пристрої, що встановлюються вгорі колон, повинні мати високу ефективність сепарації та надійно працювати в широкому діапазоні зміни навантажень за газовою фазою.

У деяких ректифікаційних колонах під час уведення сировини до живильної секції потік пари відносить частини рідини з нелеткими сполуками: смолами, золою. При віднесенні рідини з тарілки на тарілку нелеткі сполуки підхоплюються потоком пари і транспортуються догори колони. У результаті нелеткі сполуки можуть потрапити до дистилату та значно погіршити його якість (колір, коксованість, вміст золи, металів). Подібне явище найчастіше спостерігається у вакуумних колонах перегонки мазуту, особливо під час роботи на форсованих режимах; у деяких випадках віднесення рідини в живильній секції колони обмежує продуктивність колони.

Відбійні пристрої, встановлені на живильній секції колон, повинні забезпечувати високу ефективність сепарації, легко піддаватися очищенню та ремонту. У разі, якщо колона повинна працювати з великими за значеннями віднесеннями рідини між тарілками, при яких досягається оптимальний режим, доцільно застосовувати міжтарілчасті відбійні пристрої, що дозволяють створити раціональну конструкцію колони. Інколи використання відбійних пристроїв між тарілками обумовлюється специфікою роботи або конструкцією колони. Наприклад, відбійні пристрої під кожною тарілкою застосовують за необхідності спроектувати колону малої висоти (при завданні установити колонне обладнання в приміщенні), у колонах розділення повітря, де висота колони лімітується поверхнею теплообміну.

До відбійних пристроїв, що встановлюються під кожною тарілкою, ставляться такі вимоги: простота конструкції, мала вага, прийнятна вартість, легкість монтажу та обслуговування, малий гідравлічний опір та висока ефективність сепарації за заданих режимів роботи.

Для сепарації краплин рідини з потоку пари (газу) в апаратах нафтової та хімічної технології застосовують в основному відбійники ударного типу. В атмосферних і вакуумних колонах первинної перегонки застосовують *відбійники із сіток та кутів* (рис. 2.11 а), а в абсорберах – *із вертикально встановлених кутів* (рис. 2.11 б).

В обох випадках рідина виділяється з потоку пари (газу) в результаті зіткнення краплин із поверхнею елементів. Проте відведення відділеної рідини відбувається по-різному, що й обумовлює різницю в їх роботі та відмінності за швидкостями руху газової фази, які допускаються. У відбійному пристрої з насадки рідина, що виділилася на сепараторі, стікає назустріч висхідному потоку пари, а у відбійниках із пластин, встановлених вертикально, стікає по елементах у спеціальний пристрій та далі через гідрозасув відводиться із системи. Трапляються також *відбійники з елементами, розміщеними похило* (рис. 2.11 в).

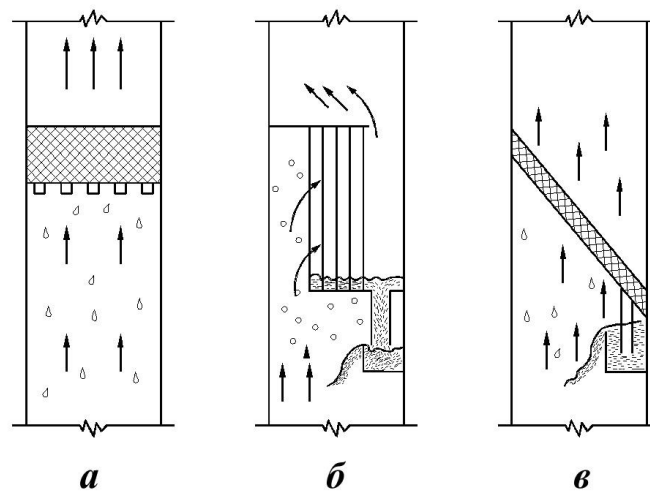


Рисунок 2.11 – Відбійні пристрої:

- a* – горизонтальні з насадками; *б* – з елементів, розміщених вертикально;  
*в* – з елементів, розміщених похило або з насадками

У відбійних пристроях із насадками рідина, що відноситься, проникає до шару насадки і створює на її поверхні плівку, в якій рідина рухається в ламінарному режимі. Ця плівка стікає на нижні елементи, де утворює великі краплі, що відриваються та рухаються назустріч потоку газової фази. Подібний випа-

док сепарації спостерігається лише до певних значень витрат за парою та рідиною. Починаючи з певної швидкості пари, рідина заповнює весь об'єм шару насадки і частково відноситься з відбійника разом із парою, тобто виникає вторинне віднесення рідини. Максимальні навантаження, за яких вторинного віднесення рідини ще не спостерігається, вважаються максимально допустимими, оскільки їм відповідає максимальна ефективність сепарації.

За нормальної роботи відбійних пристроїв із вертикально розміщеними кутами рідина ламінарною плівкою стікає по поверхні. Досягнувши певної швидкості пари, рух рідини стає хвилеподібним. Згодом відбувається зрив плівки з поверхні кутів і з'являється вторинне віднесення рідини, яке, як і в розглянутому вище випадку, зменшує ефективність сепарації. За аналогією максимально допустимому навантаженню відповідає найбільша ефективність сепарації.

## **2.6. Вузли введення сировини та розподілу потоків**

Конструкція вузлів уведення парорідинної сировини до колонного устаткування повинна забезпечити добру сепарацію фаз та рівномірний розподіл пари по площі перерізу колони. Для цього в колонах з однопотоковими тарілками введення сировини здійснюється через один штуцер, розміщений тангенціально. Далі газорідинна суміш по спіралі прямує до центра колони за допомогою відбійного листа, встановленого вертикально (рис. 2.12 а); він одночасно захищає корпус колони від ерозійного зношення. У колонах великого діаметра з двопотоковими тарілками сировина вводиться двома потоками через штуцери, розміщені тангенціально. Далі за допомогою відбійних пластин потоки прямують до центра колони назустріч один одному (рис. 2.12 б).



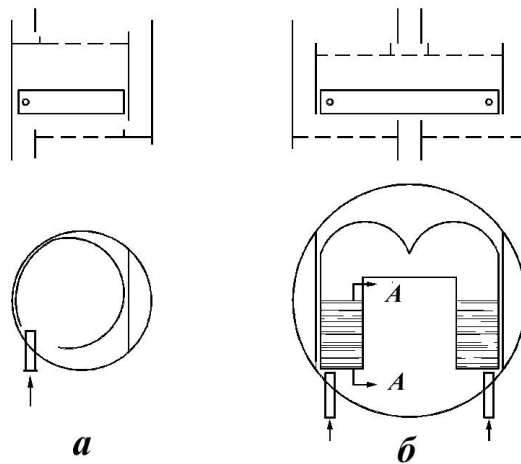


Рисунок 2.12 – Вузли введення сировини до колони:

*а* – з однопотоковими тарілками; *б* – із двопотоковими тарілками

Для покращання проведення сепарації рідини у верхній частині вертикального відбійного листа можна також приварити й горизонтальний відбійник, виготовлений із просіченого та витягнутого листа (напряв просічок – за ходом руху потоку). Установлення суцільних відбійних листів недоцільне, оскільки при цьому порушується рівномірність розділення газової фази по площі перерізу колони.

Для насадкових колон пропонується конструкція вузла введення сировини, зображена на рис. 2.13, призначення якої полягає в тому, щоб розділити парову та рідку фази та рівномірно розподілити рідину по перерізу колони. Пристрій складається зі штуцера, розміщеного тангенціально щодо двох внутрішніх обичайок 1 із відбійними перегородками 2, та жолоба 3 для збирання рідини, яку відокремлено від потоку сепаруванням. В атмосферних та вакуумних колонах перегонки нафти евапораційний простір (над насадкою) колони повинен мати максимально можливий об'єм, тобто переливні пристрої або перетокові труби не повинні заважати установленню розподільників пари та рідинних сепараторів. За наявності бічного відбору рідини з нижньої концентраційної тарілки перетікання рідини з концентраційної частини колони до відгінної здійснюють насосом.

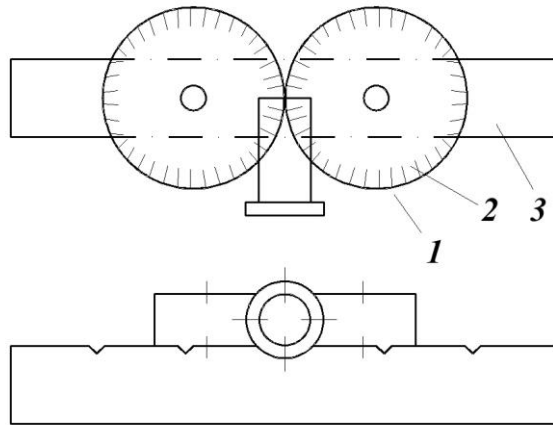


Рисунок 2.13 – Вузол уведення сировини до насадкової колони:

1 – обичайки; 2 – перегородки; 3 – жолоб

Важливим вузлом у колонах із тарілками провального типу та з насадкою є *розподільний пристрій* для рідини. Найчастіше застосовують такі конструкції розподільних пристроїв, які забезпечують гарний розподіл рідини по площі перерізу апаратів різного діаметра: розподільні тарілки, жолоби, колектори, відбивачі та відцентрові пристрої.

Розподільні тарілки мають патрубки для проходження пари та ніпелі для стікання рідини. Для того щоб пара проходила лише через патрубки, їх роблять вищими за ніпелі і зверху захищають від рідини, що стікає, козирками. При невеликих витратах рідини ніпелі мають бічний зріз або прорізи. Така конструкція менш чутлива до відхилення тарілки від горизонталі. Розподільні тарілки застосовують для зрошування насадкових колон, головним чином із кільцями Рашига, при невеликій зміні навантажень за рідиною. Застосовують їх так само, як і перерозподільні тарілки, в колонах із тарілками провального типу та з насадкою. *Розподільники із жолобів* досить прості за конструкцією (рис. 2.14), але вимагають особливо ретельного монтажу до колон великого діаметра. Часто як розподільники газової фази та рідини застосовують *перфоровані труби*, конструкційно виконані або у вигляді павука, або у вигляді колектора (рис. 2.15).

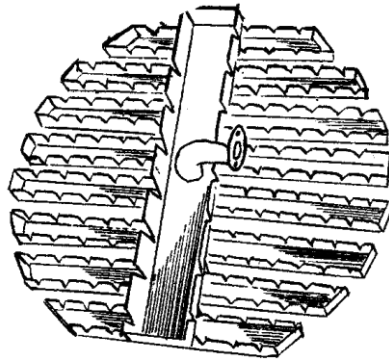


Рисунок 2.14 – Жолоби для розподілу рідини

Основним недоліком такої конструкції є те, що труби можуть заростати осадом і тому застосовуються лише на чистих продуктах. Крім того, трубчасті розподільники працюють рівномірно лише у випадках, коли для заданих витрати та натиску пари або рідини правильно обрана площа перфорації. Зокрема, для розподільників пари, яка знаходиться в рідині, рекомендується брати площу отворів, що дорівнює 25 % від площі поперечного перерізу труби, а отвори для виходу пари розміщувати вздовж нижньої труби.

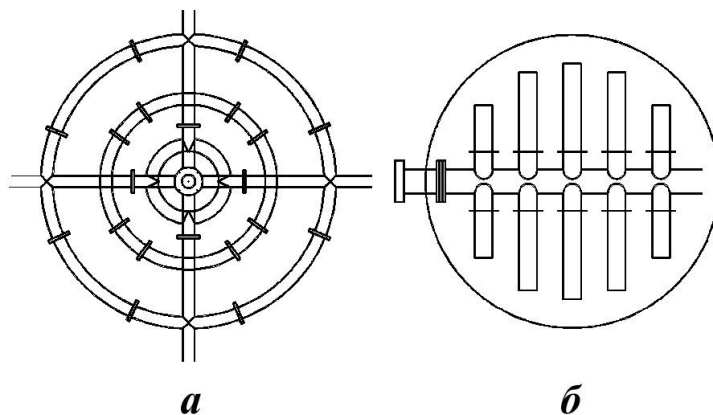


Рисунок 2.15 – Розподільники з труб: *а* – павук; *б* – колектор

*Відбивні розподільники* можуть (рис. 2.16) з успіхом застосовуватися як для парового, так і для рідинного потоків. Вони відрізняються простотою конструкції та високою продуктивністю, мало засмічуються та забезпечують рівномірний розподіл потоку навіть в апаратах порівняно великого діаметра. Ширина кільцевих каналів у розподільнику становить 8–10 мм.

Розподільники відцентрового типу – це спеціалізоване обладнання, що

застосовується лише в хімічній промисловості, наприклад для сірчаноокислотних башт.

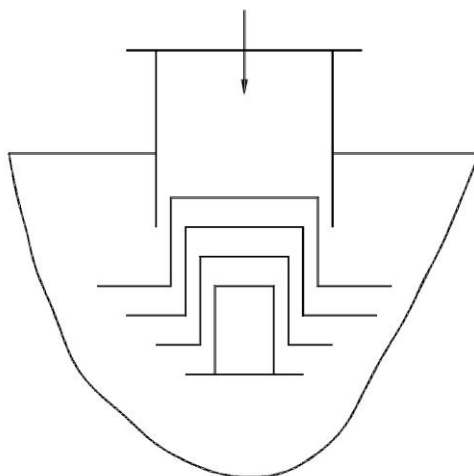


Рисунок 2.16 – Відбивач

Під час конструювання розподільників кількість точок зрошення беруть відповідно до розрахунку або залежно від діаметра колони. Якщо штуцер виведення пари з апарата розміщений вище від розподільника рідини, біля нього необхідно звільнити достатню площу для проходження пари: при насадці з кілець Рашига – 30 %, із сідел «Інталлокс» – 60 % та з кілець Паля – 65 % від площі перерізу колони.

## 2.7. Методика розрахунку

Завданням на розрахунок ректифікаційних колон є визначення їх основних технологічних розмірів (діаметра, висоти), характеристик та розмірів внутрішніх конструкційних елементів (тарілок, ковпачків, насадок), матеріальних потоків і витрат тепла. Алгоритм розрахунку визначається характером перебігу процесу та конструкційною будовою колонного обладнання.

### 2.7.1. Визначення основних параметрів

#### *тарілчастих ректифікаційних колон безперервної дії*

Вихідними даними для розрахунку, як правило, є продуктивність колони (за продуктом), початкова та кінцева концентрації низькокиплячого компонента суміші. Крім того, для розрахунку необхідно знати фізичні властивості компо-

нентів у рідкому та пароподібному станах, а також мати дослідні дані про зміну концентрації компонентів або пружності пари залежно від температури, за якої проводять створення діаграми рівноваги. У розрахунках користуються рівняннями матеріального й теплового балансів, робочої лінії процесу та рядом інших залежностей, одержаних аналітичним та емпіричним методами.

*Діаграма рівноваги та робочі лінії процесу.* Криву рівноваги суміші, що розділяється, будують за дослідними даними (рис. 2.17);  $x$  та  $y$  – молярні концентрації низькокиплячого компонента відповідно у рідині та рівноважній парі. Для сумішей, до яких правомірне застосування закону Рауля (ідеальні суміші), діаграму рівноваги  $x - y$  можна побудувати, якщо встановлено характер залежності пружності пари чистих компонентів від температури.

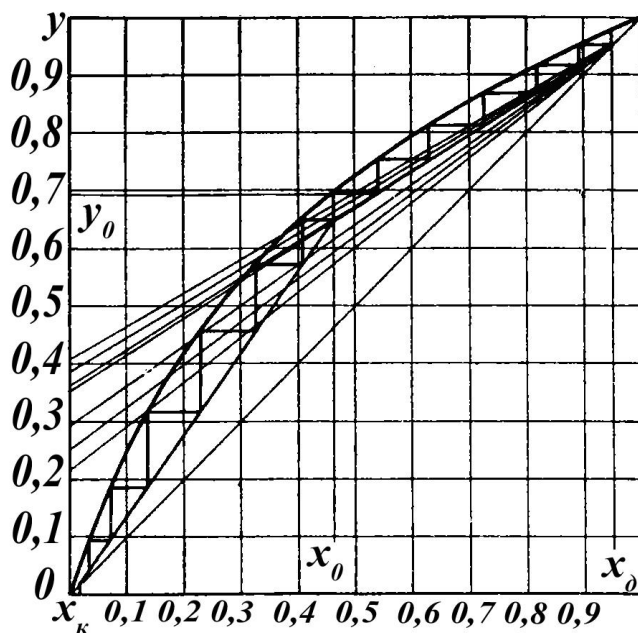


Рисунок 2.17 – Діаграма рівноваги

У цьому випадку значення  $x$  та  $y$  обчислюють за такими співвідношеннями:

$$x = \frac{P - P_b}{P_a - P_b}, \quad (2.1)$$

$$y = \frac{P_a x}{P}, \quad (2.2)$$

де  $P$  – загальний тиск пари суміші;  $P_a$ ,  $P_b$  – парціальні тиски пари чис-

тих компонентів  $a$  та  $b$ .

На діаграму рівноваги наносять робочі лінії верхньої та нижньої частин колони. Робоча лінія верхньої частини колони виражає залежність між умістом низькокиплячого компонента в парі, що піднімається,  $y$ , стічною рідиною  $x$ , готовим продуктом  $x_D$  та флегмовим числом  $R$ . Рівняння робочої лінії має вигляд

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}. \quad (2.3)$$

Як правило, у дефлегматорі відбувається повна конденсація пари. Отже, склад пари, що піднімається з верхньої тарілки, дорівнює складу продукту та флегми, а робоча лінія верхньої частини колони повинна проходити через точку пересічення діагоналі з ординатою точки  $x_0$  та відсікати на осі  $y$  відрізок, який дорівнює  $B = \frac{x_D}{R+1}$ . Робоча лінія нижньої частини колони проходить через точки пересічення робочої лінії верхньої частини з ординатою точки  $x_0$  та діагоналі з ординатою точки  $x_K$ . Рівняння робочої лінії нижньої частини колони має вигляд

$$y = \frac{R+L}{R+1}x + \frac{1-L}{R+1}x_K, \quad (2.4)$$

де  $L = \frac{G}{G_D}$  – кількість вихідної суміші на одиницю продукту (дистиляту).

*Кількість тарілок.* Кількість теоретичних тарілок (рівнів зміни концентрацій) визначають графічно за діаграмою  $x - y$ . Для цього будують ступінчасту лінію, що складається з горизонтальних та вертикальних відрізків, між робочими лініями та кривою рівноваги в межах зміни  $x$  (від  $x_D$  до  $x_K$ ). Кількість рівнів відповідає кількості теоретичних тарілок  $N_T$ , що залежить від флегмового числа

$$R = \beta R_{\min}, \quad (2.5)$$

де  $\beta$  – коефіцієнт надлишку флегми,  $\beta = 1,1 - 5,0$ ;  $R_{\min}$  – мінімальне флегмове число.

Значення  $R_{\min}$  обчислюється за формулою

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_0}{y_0 - x_0}, \quad (2.6)$$

де  $x_0$  – вміст низькокиплячого компонента у вихідній суміші;  $y_0$  – вміст низькокиплячого компонента в парі, рівноважного з вихідною рідиною.

Оскільки інтервал змін  $\beta$  досить широкий, необхідно визначити оптимальне флегмове число та встановити таке значення  $\beta$ , яке йому відповідає. Оптимальне флегмове число встановлюють за графічною залежністю  $R - N$ , для побудови якої необхідно:

- взяти ряд значень коефіцієнта надлишку флегми  $\beta$ ;
- обчислити відповідні флегмові числа;
- знайти рівняння робочих ліній верхньої частини колони;
- графічно визначити кількість теоретичних тарілок для кожного значення  $\beta$ .

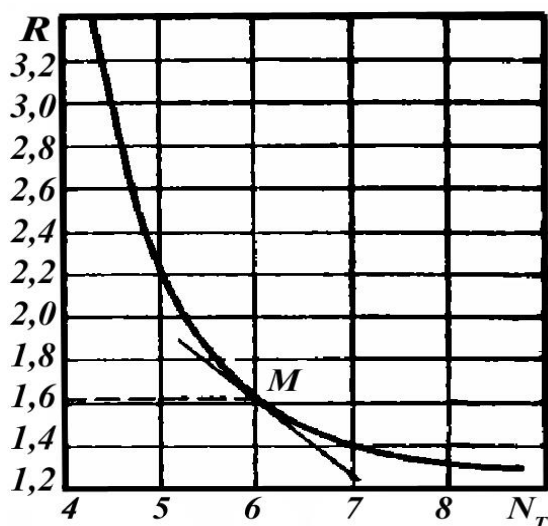


Рисунок 2.18 – Залежність  $R = f(N_T)$

Далі, за одержаними даними будують криву залежності  $R$  від  $N_T$  (рис. 2.18), за якою графічно визначають оптимальне флегмове число та відпо-

відні до нього значення  $\beta$  та  $N_T$ . При цьому необхідно керуватися таким: із графіка  $R = f(N_T)$  бачимо, що, починаючи з деякої величини  $R$ , подальше зменшення флегмового числа приводить до різкого збільшення кількості рівнів зміни концентрації. Тому за графіком необхідно брати оптимальне значення  $R$ , що відповідає точці, нижче за яку (точка  $M$ ) зі зменшенням  $R$  різко зростає  $N_T$ .

На практиці в процесі ректифікації не досягається повна рівновага на тарілках, як це передбачається при графічній побудові рівнів зміни концентрації. Тому для визначення дійсної кількості тарілок необхідно встановити міру відхилення від рівноваги, тобто знайти ККД тарілки. Таким чином, кількість дійсних тарілок

$$N_{\text{д}} = \frac{N_T}{\eta} \quad (2.7)$$

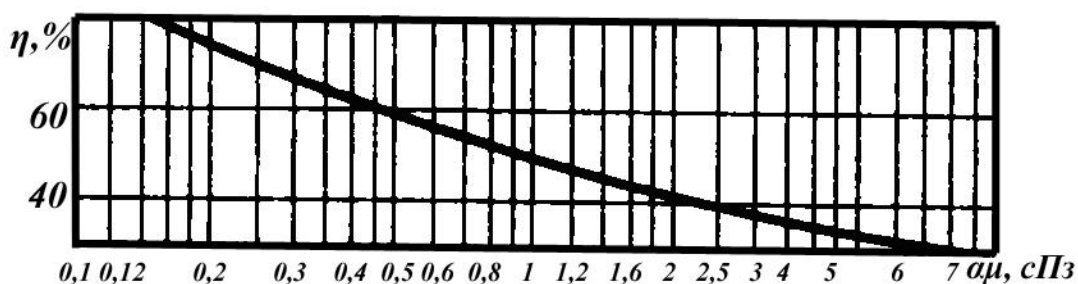


Рисунок 2.19 – Графік визначення ККД тарілки

За довідниковими даними, ККД тарілки змінюється в широких діапазонах:  $\eta = 0,2 - 0,9$ . При виборі цього значення можна застосовувати узагальнений дослідницький графік (рис. 2.19) залежності коефіцієнта корисної дії від добутку відносної леткості  $\alpha$  та в'язкості  $\mu$ , сПз, суміші, яку переганяють.

Відносну леткість для багатьох реальних сумішей визначають як

$$\alpha = \frac{y}{1-y} \cdot \frac{1-x}{x} \quad (2.8)$$

Відомі також інші залежності для обчислення  $\alpha$ :



$$\alpha = \frac{T_a}{T_b}, \quad (2.9)$$

$$\lg \alpha = \frac{\Delta T}{T} \left( 7,3 - 1,15 \lg p + \frac{T}{179 \lg p} \right), \quad (2.10)$$

де  $T_a, T_b$  – абсолютні температури кипіння компонентів;  $T$  – температура, К, кипіння суміші за тиску  $p$ , кгс/см<sup>2</sup>;  $\Delta T$  – різниця температур кипіння компонентів, К.

За атмосферного тиску

$$\lg \alpha = \frac{\Delta T}{T} (3,99 + 0,00193T). \quad (2.11)$$

Якщо суміш, яку переганяють, – неасоційована рідина, то її динамічну в'язкість можна визначити як

$$\lg \mu_{CM} = x_1 \lg \mu_1 + x_2 \lg \mu_2 + \dots, \quad (2.12)$$

де  $x_1, x_2$  – молярний вміст компонентів у рідині;  $\mu_1, \mu_2$  – динамічна в'язкість компонентів рідини.

У розрахунку використовують середнє значення ККД, яке можна визначити як середнє арифметичне:

$$\eta_{CER} = \frac{\eta_0 + \eta_D + \eta_K}{3}, \quad (2.13)$$

де  $\eta_0$  – ККД тарілки з вихідною сумішшю;  $\eta_D$  – ККД верхньої тарілки колони;  $\eta_K$  – ККД нижньої тарілки колони.

*Кількість вихідної суміші та кубового залишку.* Ці величини знаходять із:

- матеріального балансу всієї колони

$$G_0 = G_D + G_K; \quad (2.14)$$

- матеріального балансу низькокиплячого компонента (рис. 2.20)

$$G_0 a_0 = G_D a_D + G_K a_K, \quad (2.15)$$

де  $G_0$  – кількість вихідної суміші, кг/год;  $G_D$  – кількість дистилляту, який отримують, кг/год (продуктивність колони щодо низькокиплячого компо-

нента);  $G_K$  – кількість кубового залишку, кг/год;  $a_0$ ,  $a_D$ ,  $a_K$  – вміст низькокиплячого компонента відповідно у вихідній суміші, дистилляті та кубовому залишку, %<sub>мас</sub>.

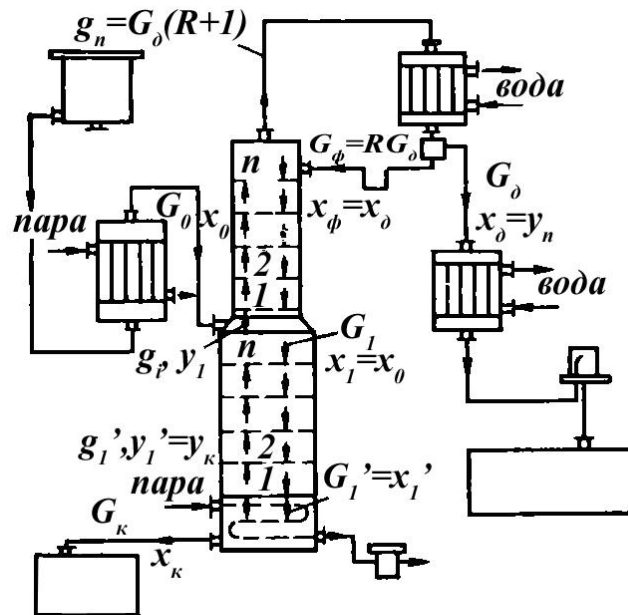


Рисунок 2.20 – Схема установки ректифікації безперервної дії

*Діаметри колони.* Діаметри нижньої та верхньої частин колони визначають залежно від кількості та швидкості пари, що піднімається. Оскільки кількість пари та її швидкість неоднакові у різних перерізах колони, до розрахунку, як правило, вводять середні значення цих параметрів.

Середню кількість пари, що піднімається, із достатньою для розрахунку точністю можна визначити як середнє арифметичне кількості пари, яка надходить до нижньої тарілки  $g_1$ , та кількості пари, що відводиться з верхньої тарілки  $g_n$ :

$$g_{\text{СЕР}} = 0,5(g_1 + g_n). \quad (2.16)$$

Для верхньої частини колони  $g_n$  обчислюють за рівнянням

$$g_n = G_D(1 + R). \quad (2.17)$$

Кількості рідини  $G_1$  та пари  $g_1$ , а також уміст легколеткого компонента  $y_1$  в парі для першої тарілки визначають за рівнянням матеріального й теплового балансів верхньої частини колони (рис. 2.20):

$$g_1 = G_1 + G_D, \quad (2.18)$$

$$g_1 y_1 = G_1 x_1 + G_D x_D, \quad (2.19)$$

$$g_1 r_1 = g_n r_n, \quad (2.20)$$

де  $r_1 = r_a y_1 + (1 - y_1) r_b$  – прихована теплота пароутворення суміші на першій тарілці верхньої частини колони;  $r_n = r_a y_D + (1 - y_D) r_b$  – прихована теплота пароутворення суміші на верхній тарілці верхньої частини колони;  $r_a, r_b$  – прихована теплота пароутворення компонентів.

Із рівнянь (2.18)–(2.20) визначають невідомі величини:  $g_1, G_1$  та  $y_1$ . Для нижньої частини колони кількість пари, яка надходить до першої тарілки рідини  $G_1'$ , що стікає з неї, та вміст низькокиплячого компонента  $x_1'$  в рідині визначають із рівнянь матеріального й теплового балансів для нижньої частини колони:

$$G_1' = g_1' + G_K, \quad (2.21)$$

$$G_1' x_1' = g_1' y_1' + G_K x_K, \quad (2.22)$$

$$g_1' r_1' = g_n' r_n', \quad (2.23)$$

де  $r_1' = r_a y_1' + (1 - y_1') r_b$  – прихована теплота пароутворення суміші на першій тарілці нижньої частини колони;  $r_n' = r_a y_n' + (1 - y_n') r_b$  – прихована теплота пароутворення суміші на верхній тарілці нижньої частини колони.

Значення  $y_1' - y_K$  визначають за діаграмою (рис. 2.17) за  $x_K$ ;  $g_n' = g_1$ , оскільки кількість пари, що піднімається з останньої тарілки нижньої частини колони, дорівнює кількості пари, яка надходить до першої тарілки верхньої частини колони.

Для визначення швидкості пари, що піднімається, відомі різні залежності.

Середню швидкість,  $\text{кг/м}^2 \cdot \text{с}$ , пари у вільному перерізі колони можна обчислити за формулою

$$(\rho_{II} \omega_{II})_{\text{СЕР}} = 0,065 \varphi(\sigma) \sqrt{H \rho_P \rho_{II}}, \quad (2.24)$$

де  $\rho_{II}$  та  $\rho_P$  – густина відповідно пари та рідини, кг/м<sup>3</sup>;  $\omega_{II}$  – швидкість пари, м/с;  $\varphi(\sigma)=1$  при поверхневому натягу суміші  $\sigma > 0,2$  кгс/м,  $\varphi(\sigma)=0,8$  при  $\sigma < 0,2$  кгс/м;  $H$  – відстань між тарілками, м.

Відстань між тарілками  $H$  необхідно вибрати таким чином, щоб можна було звести до мінімуму механічне віднесення частинок рідини парами. Величина віднесення залежить від багатьох чинників та не підлягає точному теоретичному розрахунку. Тому відстань між тарілками  $H$  вибирають на основі дослідних даних. Для попереднього вибору значення  $H$  залежно від діаметра колони  $D$  можна використовувати такі емпіричні дані:

$D$ , мм	0–0,6	0,6–1,2	1,2–1,8	1,8 та більше
$H$ , мм	152	305	460	610

У ректифікаційних колонах із круглими ковпачками, що працюють за атмосферного тиску, беруть відстань між тарілками 250, 300, 350, 400 та 450 мм. Зазвичай значення  $H$  знаходиться в межах 100–600 мм.

За іншими варіантом середню швидкість, кг/(м<sup>2</sup> · с), можна визначати як

$$(\rho_{II}\omega_{II})_{\text{СЕР}} = 0,065C\sqrt{\rho_{II}(\rho_P - \rho_{II})}. \quad (2.25)$$

Величину  $C$ , що залежить від відстані між тарілками  $H$  та поверхневого натягу рідини, знаходять за графіком (рис. 2.21).

Для брагоперегінних колон із ковпачковими тарілками, що працюють за атмосферного тиску, рекомендують формулу

$$\omega = \frac{0,305H}{60 + 0,05H} - 0,012h_6, \quad (2.26)$$

де  $\omega$  – лінійна швидкість пари в колоні, м/с;  $h_6$  – глибина шару, через який здійснюється барботування, мм;  $H$  – відстань між тарілками, мм.

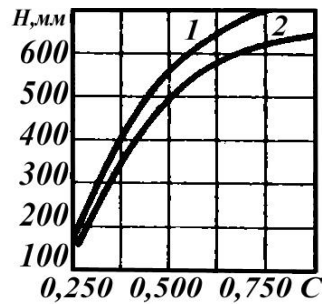


Рисунок 2.21 – Графік для визначення  $C$  при обчисленні швидкості пари:  
 1 – при  $\sigma = 2 \cdot 10^{-3}$  кгс/м; 2 – при  $\sigma = 1 \cdot 10^{-3}$  кгс/м

Для водно-спиртових сумішей швидкість визначаємо за формулою, правою при  $\rho_{II} \geq 0,2$  кг/м<sup>3</sup>, м/с:

$$\omega = A\rho_{II}^{-m}. \quad (2.27)$$

Значення  $A$  та  $m$  у цьому виразі знаходять залежно від  $H$ :

$H$ , мм	500	400	300	200	150	135
$A$	1,14	1,1	1,02	0,82	0,62	0,54
$m$	0,465	0,47	0,49	0,545	0,49	0,425

Швидкість пари в колоні можна визначити також за формулою

$$\omega = k\sqrt{(\rho_P - \rho_{II})\rho_{II}}. \quad (2.28)$$

Значення коефіцієнта  $k$  визначають залежно від відстані між тарілками  $H$ :

$H$ , мм	460	610	760
$k$	0,071	0,0877	0,0985

У нафтопереробній промисловості для визначення швидкості пари в тарічастих колонах застосовують наближену формулу, м/с:

$$\omega = \frac{k_1}{\sqrt{\rho_{II}}}, \quad (2.28 \text{ a})$$

де  $k_1 = 0,5 - 1,5$  – коефіцієнт (часто беруть  $k_1 = 0,818$ ).

Площа живого перерізу колони становить

$$F = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{g_{СЕР}}{3600(\rho_{II}\omega_{II})_{СЕР}}, \quad (2.29)$$

звідси її діаметр

$$D = \sqrt{\frac{4}{\pi \cdot 3600} \cdot \frac{g_{CEP}}{(\rho_{II} \omega_{II})_{CEP}}} = 0,0188 \sqrt{\frac{g_{CEP}}{(\rho_{II} \omega_{II})_{CEP}}}, \quad (2.30)$$

де  $g_{CEP}$  – середня кількість пари, що піднімається у вільному перерізі колони, кг/год. За нормальми беруть такі діаметри колон: 1 000, 1 200, 1 400, 1 600, 1 800, 2 200, 2 600 та 3 000 мм.

*Кількість та розміри ковпачків та зливних патрубків.* Як правило, на тарілках верхньої та нижньої частин колони встановлюють однакові ковпачки, але їх кількість може відрізнятись залежно від умов перебігу процесу. Основні конструкційні схеми ковпачків зображено на рис. 2.2.

Діаметр парового патрубка ковпачка  $d_{II}$  беруть за стандартом: 50, 75, 100, 125, 150 мм.

Кількість  $n$  ковпачків на тарілці залежить від діаметрів колони  $D$  та парового патрубка  $d_{II}$ . За експериментальними даними, площу перепускного перерізу всіх парових патрубків беруть такою, що дорівнює 10 % від площі перерізу колони, тобто

$$n \frac{d_{II}^2}{4} = 0,1 \frac{\pi D^2}{4}, \quad (2.31)$$

звідси

$$n = 0,1 \frac{D^2}{d_{II}^2}. \quad (2.32)$$

Висоту  $h_d$  частини ковпачка над паровим патрубком визначають з умови однаковості площ перерізів парового патрубка та циліндрової поверхні  $\pi d_{II} h_2$ :

$$\frac{\pi d_{II}^2}{4} = \pi d_{II} h_2, \text{ звідси}$$

$$h_2 = 0,25 d_{II}. \quad (2.33)$$

Діаметр ковпачка  $d_K$  обчислюють з умови однаковості швидкостей пари

в паровому патрубку та кільцевому перерізі площею  $\frac{\pi}{4} [d_K^2 - (d_{II} + 2\delta)^2]$ , тоді

$$d_K = \sqrt{d_{II}^2 + (d_{II} + 2\delta)^2}, \quad (2.34)$$

де  $\delta$  – товщина стінки парового патрубка.

Відстань від нижнього краю зубця ковпачка до тарілки  $s = 0-25$  мм. Висота рівня рідини над верхнім зрізом прорізів ковпачків  $h = 15-40$  мм.

Висоту прорізів визначають з умов оптимального барботування, що відповідають повному відкриттю прорізів для пари, за формулою

$$l = \frac{\omega_0^2 \xi \rho_{II}}{g \rho_P}, \quad (2.35)$$

де  $\omega_0$  – швидкість пари, що відповідає повному відкриттю прорізів;  $\xi$  – коефіцієнт опору.

При цьому  $\omega_0$  беруть такою, що дорівнює швидкості пари в паровому патрубку та визначають за співвідношенням

$$\omega_0 = \omega_{II} = \frac{4V_{II}}{3600\pi d_{II}^2 n}, \quad (2.36)$$

де  $V_{II}$  – середній об'єм пари в колоні.

Коефіцієнт опору для ковпачкових тарілок  $\xi = 1,5 - 2,0$ .

Ширина прорізів  $b$  та їх кількість  $i$  залежать від діаметра ковпачка  $d_K$  й відстані між прорізами  $a$ . У розрахунках припускають, що площа перерізу всіх прорізів при їх повному відкритті повинна дорівнювати площі перерізу патрубка. Тоді  $ibl = \frac{\pi d_{II}^2}{4}$  та  $i(a+b) = \pi d_K$ , звідси

$$i = \frac{\pi}{a} \left( d_K - \frac{d_{II}^2}{4l} \right); \quad (2.37)$$

$$b = \frac{\pi d_{II}^2}{4li}. \quad (2.38)$$

Аналіз практичного застосування показав, що розміри прямокутних прорізів, як правило, мають такі значення: ширина прорізу  $b = 2-7$  мм; висота про-

різу  $l = 10\text{--}50$  мм; відстань між прорізами  $a = 3\text{--}4$  мм.

Діаметр зливного патрубку  $d_C$  визначається витратою стічної рідини  $G_{CEP}$ , кг/год, та її швидкістю  $\omega_C$  у зливному патрубку, м:

$$d_C = \sqrt{\frac{4}{3600\pi} \frac{G_{CEP}}{\rho_P \omega_C z_C}} = 0,0188 \sqrt{\frac{G_{CEP}}{\rho_P \omega_C z_C}}, \quad (2.39)$$

де  $\omega_C = 0,1\text{--}0,2$  м/с – значення, що рекомендуються виходячи з виробни-

чого досвіду;  $\rho_P$  – густина стічної рідини, кг/м<sup>3</sup>;  $z_C$  – кількість зливних патрубків (залежно від діаметра колони та кількості стічної рідини  $z_C$  може дорівнювати 1, 2, 4, 6 або 8).

Висота рівня рідини над зливним патрубком  $\Delta h$ , м:

$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{V_P}{3600 \cdot 1,85\pi d_C}\right)^2}, \quad (2.40)$$

де  $V_P$  – об'єм стічної рідини, м<sup>3</sup>/год.

Відстань  $s_1$  від нижнього торця зливного патрубку до тарілки, на яку зливається рідина, визначають з умови однаковості площин перерізу зливного патрубку та поверхні циліндра

$$\frac{d_C^2}{4} = \pi d_C s_1, \quad (2.41)$$

звідси

$$s_1 = 0,25d_C. \quad (2.42)$$

Відстань  $h_C$  від верхнього торця зливного патрубку до тарілки обчислюють за залежністю

$$h_C = (h_1 + l + s) - \Delta h. \quad (2.43)$$

Розміщення ковпачків на тарілках, як правило, виконують по вершинах правильного трикутника (шахова схема). Інколи ковпачки розміщують по концентричних колах. Мінімальний крок ковпачків при шаховому розміщенні

$$t_{\min} = d_K + 2\delta_K + l_2, \quad (2.44)$$



де  $\delta_K$  – товщина стінки ковпачка;  $l_2$  – мінімальний зазор між ковпачками (рекомендують надавати мінімального значення  $l_2 = 35$  мм або обчислювати його за емпіричною формулою  $l_2 = 12,5 + 0,25d_{II}$ ).

Відстань від осі зливного патрубку до осі найближчого ковпачка

$$t_1 = 0,5d_C + \delta_C + 0,5d_K + \delta_K + l_1, \quad (2.45)$$

де  $\delta_C$  – товщина стінки зливного патрубку;  $l_1$  – мінімальний зазор між ковпачком та зливним патрубком (рекомендують мінімальне значення  $l_1 = 75$  мм).

Мінімальну відстань між тарілками можна знайти за емпіричною залежністю

$$H_{\min} = 23300 \frac{\rho_{II}}{\rho_P} \left( \frac{F\omega}{n\pi d_K} \right)^2, \quad (2.46)$$

де  $F$  – площа поперечного перерізу колони, м<sup>2</sup>;  $\omega$  – мінімальна швидкість пари у вільному перерізу колони, м/с.

Необхідно, щоб обчислене за останньою формулою значення  $H_{\min}$  було меншим, ніж значення, взяте при визначенні швидкості пари.

Висота колони  $H_K$  залежить від кількості тарілок  $N$ , відстані між ними  $H$  і товщини тарілки  $\delta_T$ :

$$H_K = N(H + \delta_T). \quad (2.47)$$

Діаметри патрубків уведення вихідної суміші, флегми, відведення кубового залишку та пари визначаються витратою речовини та її швидкістю, м

$$d = \sqrt{\frac{4}{3600\pi} \frac{G}{\rho\omega}} = 0,0188 \sqrt{\frac{G}{\rho\omega}}, \quad (2.48)$$

де  $G$  – витрата речовини, кг/год;  $\rho$  – густина речовини, кг/м<sup>3</sup>;  $\omega$  – швидкість речовини, м/с.

*Витрата гріючої пари та охолоджувальної води.* Витрату пари та води визначають із рівняння теплових балансів. Складемо тепловий баланс колони.

- Надходження тепла:

- із вихідною сумішшю  $G_0 i_0$ ;
- із флегмою  $G_\phi i_\phi$ ;
- тепло, яке сприймається сумішшю в кубі,  $Q$ .
- Витрати тепла:
  - із парою, що відходить до дефлегматора  $g_{II} i_{II}$ ;
  - із кубовим залишком  $G_K i_K$ ;
  - втрати тепла в довкілля  $Q_{ВИТ}$ .

Враховуючи, що  $G_\phi = G_D R$ ,  $i_\phi = i_D$  та взявши втрати тепла в довкілля у межах 2–3 % від  $Q$ , одержуємо рівняння для визначення  $Q$ :

$$Q = (g_{II} i_{II} + G_K i_K - G_0 i_0 - G_D R i_D) \eta_{ВИТ}, \quad (2.49)$$

де  $\eta_{ВИТ} = 1,02 - 1,03$  – коефіцієнт, що враховує втрати тепла в довкілля;

$i_{II}$ ,  $i_K$ ,  $i_0$ ,  $i_D$  – тепловміст відповідно пари кубового залишку, вихідної рідини та флегми (дистиляту).

Витрату пари, необхідної для нагрівання рідини в кубі, обчислюють за формулою

$$D(i'_{II} - i'_K) = Q, \quad (2.50)$$

де  $i'_{II}$ ,  $i'_K$  – тепловміст відповідно гріючої пари та конденсату, що утворився.

Оскільки температура конденсату, а отже, й  $i'_K$ , як правило, невідомі, в розрахунках застосовують формулу, за якою приблизно визначають витрату пари (з деяким перевищенням):

$$D = \frac{Q}{r}, \quad (2.51)$$

де  $r$  – прихована теплота пароутворення гріючої пари, ккал/кг.

Складаємо тепловий баланс дефлегматора.

- Надходження тепла:
  - із парою  $g_{II} i_{II}$ ;

- із водою  $W i_B$ .
- Витрати тепла:
  - із рідиною  $(1 + R)G_D i_D$ ;
  - із водою  $W i_B''$ ;
  - втрати тепла (враховуються коефіцієнтом  $\eta'_{ВИТ}$ ).

Виходячи з наведеного балансу, витрату води в дефлегматорі  $W$  можна обчислити за рівнянням

$$W = \frac{[g_{II} i_{II} - (1 + R)G_D i_D] \eta'_{ВИТ}}{(i_B'' - i_B')}, \quad (2.52)$$

де  $\eta'_{ВИТ}$  – коефіцієнт використання тепла.

### 2.7.2. Визначення основних параметрів насадкових ректифікаційних колон безперервної дії

При розрахунку насадкових ректифікаційних колон безперервної дії початковими, як правило, є ті самі дані, що й при розрахунку тарілчастих колон.

Побудову кривої рівноваги, робочих ліній верхньої та нижньої частин колони, а отже, та визначення оптимального флегмового числа виконують аналогічно.

*Діаметр колони.* Діаметр колони  $D$  визначають залежно від кількості та швидкості пари, що піднімається. Середню витрату пари знаходять розв'язуванням системи рівнянь матеріальних балансів за аналогічним алгоритмом, розглянутим для тарілчастих колон.

Оптимальну швидкість пари, що відповідає початку емульгування (точка навантаження), обчислюють за рівнянням, одержаним аналітично при узагальненні результатів багатьох досліджень:

$$\lg \left( \frac{\omega_{opt}^2 f \rho_{II}}{g V_C^3 \rho_P} \mu_P^{0,16} \right) = A - 1,75 \left( \frac{G}{g_{II}} \right)^{1/4} \left( \frac{\rho_{II}}{\rho_P} \right)^{1/8}. \quad (2.53)$$

У формулі (2.53):  $\omega_{opt}$  – оптимальна швидкість пари, віднесеної до повного перерізу колони, м/с;  $f$  – питома поверхня насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $V_C$  – вільний об'єм насадки, м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>;  $\rho_{п}$ ,  $\rho_p$  – густина відповідно пари та рідини, кгс/м<sup>3</sup>;  $\mu_p$  – динамічна в'язкість рідини за середніх умов, сПз;  $A = -125$  – стала для парорідинних сумішей;  $G$ ,  $g_{п}$  – маса відповідно рідини та пари, кг/год;  $g$  – прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>.

Питома поверхня та вільний об'єм насадки залежать від форми й розмірів тіл насадок. Характеристики деяких (найпоширеніших) насадок наведено в таблиці. 2.3.

Таблиця 2.3 – Характеристики насадок, що застосовуються в хімічній галузі

Вигляд насадок	Розмір елемента насадки, мм	Питома поверхня $f$ , м <sup>2</sup> /м <sup>3</sup>	Вільний об'єм $V_C$ , м <sup>3</sup> /м <sup>3</sup>	Маса 1 м <sup>3</sup> насадки, кг
Фарфорові кільця	8×8×1,5	570	0,64	600
Кільця керамічні	10×10×1,5	440	0,7	–
	15×15×2	330	0,7	690
	25×25×3	204	0,74	532
	35×35×4	140	0,78	505
	50×50×6	87,5	0,785	530
Залізні кільця	35×35×2,5	147	0,83	–
	50×50×1	110	0,95	430
Круглий гравій	42	80,5	0,388	–
Шматки андезиту	43,2	68	0,565	1 200
Шматки коксу	42,6	77	0,56	455
	40,8	86	0,545	585
	28,6	110	0,535	660
	24,4	120	0,532	600

Діаметр колони визначають за формулою (2.30):  $D = 0,0188 \sqrt{g_{CEP} / (\rho_{II} \omega_{II})_{CEP}}$ .

*Висота насадки в колоні.* Висоту насадки  $H$  можна визначати двома методами: знаходженням кількості теоретичних тарілок  $N_T$  (рівнів зміни концентрації) та висоти насадки  $h_T$ , еквівалентної одній теоретичній тарілці (БЕТТ); знаходженням кількості одиниць перенесення  $z$  та висоти насадки  $h_z$ , еквівалентної одній одиниці перенесення (ВОП).

При застосуванні методу визначення БЕТТ висоту насадки  $H$  визначають як добуток кількості теоретичних тарілок  $N_T$  на висоту насадки  $h_T$ , еквівалентну одній теоретичній тарілці (БЕТТ):

$$H = N_T h_T. \quad (2.54)$$

Кількість теоретичних тарілок  $N_T$  (рівнів зміни концентрації) знаходять за тим самим алгоритмом, який викладений для тарілчастих колон.

Висоту насадки  $h_T$ , еквівалентну одній теоретичній тарілці, для умов, що відповідають точці навантаження (початок емульгування), визначають як

$$h_T = 28 \left( \frac{\rho_{II} \omega_0}{\mu_{II}} \right)^{0,2} f^{-1,2} V_c \left( \frac{g_{II}}{G} \right)^{0,342} \left( \frac{\rho_P}{\rho_{II}} \right)^{0,19} \left( \frac{\mu_{II}}{\mu_P} \right)^{0,038} \frac{\lg G / m g_P}{1 - m g / G}, \quad (2.55)$$

де  $m$  – середнє значення тангенса кута нахилу до осі  $x$  кривої рівноваги суміші в координатах  $x - y$ .

Величину  $m$  із достатньою для інженерних розрахунків точністю можна визначити випрямленням ділянок кривої рівноваги (заміною кривої рівноваги ламаною лінією), при цьому

$$m = \frac{m_1 + m_2 + m_3 + \dots + m_i}{i}, \quad (2.56)$$

де  $m_1, m_2, m_3, \dots$  – тангенси кутів нахилу прямих на окремих ділянках;

$i$  – кількість прямолінійних ділянок ламаної лінії.

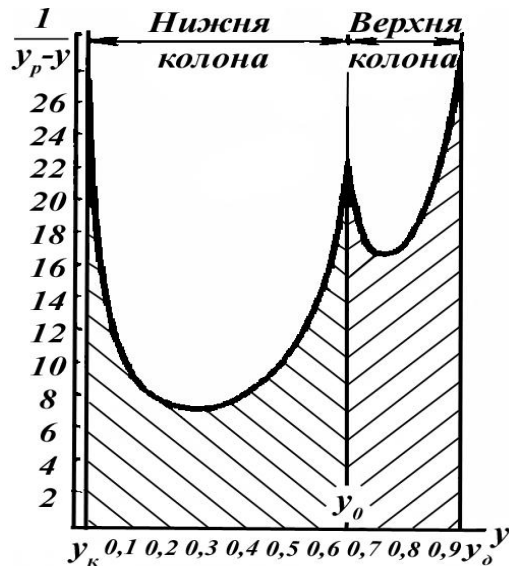


Рисунок 2.22 – Графічний розрахунок інтеграла

При розрахунку за методом одиниць перенесення (ВОП) висоту насадки  $H$  визначають як добуток кількості одиниць перенесення  $z$  на висоту насадки  $h_z$ , еквівалентну одній одиниці перенесення (ВОП):

$$H = zh_z. \quad (2.57)$$

Загальну кількість одиниць перенесення  $z$ , що виражають зміну робочої концентрації одного з компонентів, ту, що стосується одиниці рушійної сили, можна визначити з інтегральних рівнянь

$$z_y = \int \frac{dy}{y_p - y}, \quad (2.58)$$

$$z_x = \int \frac{dx}{x - x_p}, \quad (2.59)$$

де  $x_p$  та  $y_p$  – рівноважні концентрації.

Значення інтеграла в рівнянні (2.58) встановлюють графічно; при цьому для ряду значень  $y$  знаходять величину  $\frac{1}{y_p - y}$  і будують криву в координатах  $\frac{1}{y_p - y} - y$  (рис. 2.22). Площа, що міститься між кривою, віссю абсцис та ординатами, які проведено через задані точки  $y_0$  та  $y_k$ , відповідає значенню інтеграла, який обчислюємо, тобто кількості одиниць перенесення. Аналогічно можна розрахувати інтеграл у рівнянні (2.59).

Висота насадки, еквівалентна одній одиниці перенесення, залежить від характеристик насадки та фази:

$$h_z = h_1 + \frac{mg_{\Pi}}{G_{\text{ж}}} h_2, \quad (2.60)$$

де  $h_1$  та  $h_2$  – висота насадки, еквівалентна одній одиниці перенесення відповідно парової та рідкої фаз, м.

Значення  $h_1$  та  $h_2$  обчислюють за рівняннями, м:

$$h_1 = \frac{V_c}{a\psi f} \text{Re}_{\Pi}^{0,25} (\text{Pr}'_{\Pi})^{2/3}, \quad (2.61)$$

$$h_2 = 119 \left( \frac{\mu_p^2}{\rho_p^2 g} \right)^{1/3} \text{Re}_p^{0,25} (\text{Pr}'_p)^{0,5}, \quad (2.62)$$

де  $a$  – коефіцієнт, що залежить від виду насадки (для кільцевої насадки  $a = 0,123$ , для хордової  $a = 0,152$ );  $\psi$  – коефіцієнт насадки, що характеризує її здатність до змочування рідиною;  $\mu_{\text{ж}}$  – динамічна в'язкість рідини, кг/(м · с).

Коефіцієнт  $\psi$  визначають за графіком (рис. 2.23) залежно від відношення дійсної щільності зрошування  $U$  до оптимальної  $U_{\text{opt}}$ . При цьому

$$U = \frac{V_p}{F_k}, \quad (2.63)$$

$$U_{\text{opt}} = Bf, \quad (2.64)$$

де  $V_p$  – об'єм рідини, м<sup>2</sup>/год;  $F_k$  – площа поперечного перерізу колони, м<sup>2</sup>;  $f$  – питома поверхня насадки, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>;  $B = 0,065$  – коефіцієнт для ректифікації.

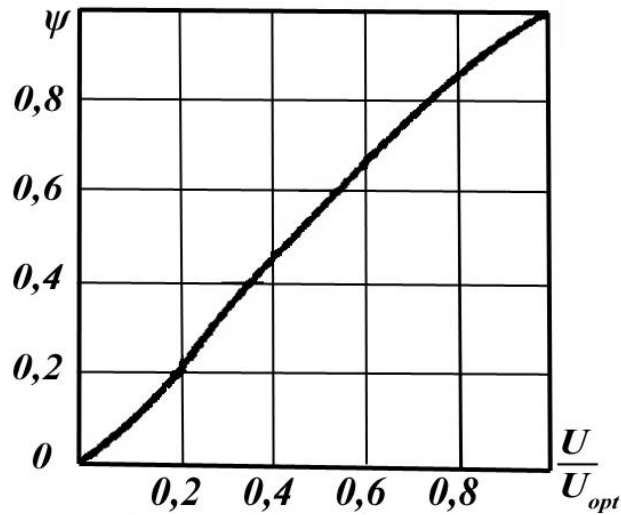


Рисунок 2.23 – Залежність  $\psi = f\left(\frac{U}{U_{opt}}\right)$

Число Рейнольдса для парової фази

$$\text{Re} = \frac{4\omega\rho_{\Pi}}{\mu_{\Pi}f}, \quad (2.65)$$

Число Рейнольдса для рідкої фази

$$\text{Re} = \frac{4G}{F_{\kappa}f\mu_{\rho}}, \quad (2.66)$$

Число Прандтля для пари (при дифузійних процесах):

$$\text{Pr}'_{\Pi} = \frac{\mu_{\Pi}}{\rho_{\Pi}D_{\Pi}}, \quad (2.67)$$

де  $D_{\Pi}$  – коефіцієнт дифузії в паровій фазі, м<sup>2</sup>/год.

Значення  $D_{\Pi}$  визначається за формулою

$$D_{\Pi} = \frac{0,00155T^{3/2}}{p\left(V_a^{1/3} + V_b^{1/3}\right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}}, \quad (2.68)$$

де  $T$  – абсолютна температура пари, К;  $p$  – загальний тиск пари, кгс/см<sup>2</sup>;  $M_a$ ,  $M_b$  – молекулярні маси компонентів;  $V_a$ ,  $V_b$  – молекулярні об'єми компонентів, що визначаються як сума атомних об'ємів компонентів, що утворюють їх.

Далі зазначені атомні об'єми деяких елементів: водень атомарний – 3,7;



водень молекулярний – 14,3; вуглець – 14,8; сірка – 25,6; хлор – 24,6; бром – 27,0; повітря – 29,9; кисень у вищих ефірах – 11,0; кисень у кислотах – 12,0; кисень у складних ефірах – 9,1; кисень в інших сполуках – 7,4; азот у первинних амінах – 10,5; азот у вторинних амінах – 12,0; азот в інших сполуках – 15,6.

Число Прандтля для рідини (при дифузійних процесах):

$$\text{Pr}'_p = \frac{\mu_p}{\rho_p D_p}, \quad (2.69)$$

де  $D_p$  – коефіцієнт дифузії в рідкій фазі, м<sup>2</sup>/год.

Значення  $D_p$  обчислюють за емпіричною формулою

$$D_p = D_{20} [1 + b(t - 20)], \quad (2.70)$$

де  $D_{20}$  – коефіцієнт дифузії в рідкій фазі при  $t = 20^\circ \text{C}$ ;  $t$  – температура рідини,  $^\circ \text{C}$ ;  $b$  – температурний коефіцієнт.

Значення  $D_{20}$  визначають за рівнянням

$$D_{20} = \frac{0,00278}{AB\sqrt{\mu_p} \left( V_a^{1/3} + V_b^{1/3} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}}, \quad (2.71)$$

де  $\mu_p$  – динамічна в'язкість рідини, сПз;  $A$  та  $B$  – поправкові коефіцієнти (для неасоційованих речовин, пари та газів  $A = 1$  і  $B = 1$ , для асоційованих речовин  $B$  відрізняється від одиниці; для води  $B = 4,7$ , для метилового та етилового спирту  $B = 2$ , для ацетону  $B = 1,15$ ).

Температурний коефіцієнт

$$b = \frac{0,2\sqrt{\mu_p}}{\sqrt[3]{\rho_p}}, \quad (2.72)$$

де  $\mu_p$  – динамічна в'язкість рідини при  $t = 20^\circ \text{C}$ , сПз;  $\rho_p$  – густина рідини при  $t = 20^\circ \text{C}$ , кгс/м<sup>3</sup>.

Витрату грюючої пари та охолоджувальної води для насадкових колон визначають так само, як і для тарілчастих колон.

*Гідравлічні витрати.* Витрати при проходженні пари через шар зрошувальної насадки визначаються за аналітичним рівнянням

$$\frac{\Delta p}{H} = \left( \frac{\Delta p}{H} \right)_C \left[ 1 + 5,15 \left( \frac{G}{g_{II}} \right)^{0,342} \left( \frac{\rho_{II}}{\rho_P} \right)^{0,19} \left( \frac{\mu_P}{\mu_{II}} \right)^{0,038} \right], \quad (2.73)$$

де

$$\left( \frac{\Delta p}{H} \right)_C = \xi \frac{\omega^2 \gamma_{II}}{2gV_C^2 d_{екв}}, \quad (2.74)$$

$$\xi = \frac{16}{(\text{Re}_{II})^{0,2}}, \quad (2.75)$$

$$d_{екв} = \frac{4V_C}{f}. \quad (2.76)$$

У вищенаведених формулах  $\left( \frac{\Delta p}{H} \right)_C$  – опір шару сухої насадки заввишки 1 м, мм вод. ст./м;  $\xi$  – коефіцієнт опору сухої насадки;  $d_{екв}$  – еквівалентний діаметр насадки, м.

Процеси ректифікації інтенсивно досліджують методом математичного моделювання із застосуванням найсучаснішого обладнання, що дозволяє ефективно вирішувати завдання оптимізації та визначати параметри доцільної організації цих процесів.

## 2.8. Приклади розрахунків

### 2.8.1. Розрахунок тарілчастої ректифікаційної колони безперервної дії

*Завдання до розрахунку.* Розрахувати тарілчасту ректифікаційну колону безперервної дії для розділення суміші сірковуглець – чотирьохлористий вуглець.

*Вихідні дані:* продуктивність (за дистиллятом)  $G_D = 1000$  кг/год, початкова концентрація сірковуглецю  $a_0 = 30\%_{\text{мас}}$ , кінцева –  $a_D = 90\%_{\text{мас}}$ , вміст сірковуглецю в кубовому залишку  $a_K = 1\%_{\text{мас}}$ , у дефлегматорі пари повністю конденсуються, ректифікація відбувається за атмосферного тиску.

Криву рівноважного стану пари та рідини (рис. 2.17) будуємо за експериментальними значеннями концентрації сірковуглецю (легколеткого),  $\%_{\text{мас}}$ , та

молярними частками (табл. 2.4).

Таблиця 2.4 – Дослідні дані для різних температурних режимів

Температура, °C	$a_P, \%_{\text{мас}}$	$a_{\Pi}, \%_{\text{мас}}$	$x_P$ , молярні частки	$y_P$ , молярні частки
76,7	0	0	0	0
74,9	1,5	4,3	0,02985	0,08323
73,1	3,1	8,3	0,06071	0,15459
70,3	5,8	15,1	0,11064	0,26435
68,6	7,7	19,8	0,14424	0,33280
63,8	14,6	32,6	0,25673	0,49424
59,3	24,1	46,0	0,39081	0,63250
55,3	35,9	59,5	0,53086	0,74800
52,3	49,2	70,6	0,66179	0,82811
50,4	60,9	78,0	0,75885	0,87750
48,5	75,3	87,1	0,86032	0,93170
46,3	100,0	100,0	1,00000	1,00000

Молярний вміст сірковуглецю при рівновазі одержуємо перерахунком.

Наприклад, за  $t = 74,9^\circ\text{C}$ :

$$x_P = \frac{\frac{a_{P_1}}{M_1}}{\frac{a_{P_1}}{M_1} + \frac{a_{P_2}}{M_2}} = \frac{\frac{1,5}{76,143}}{\frac{1,5}{76,143} + \frac{98,5}{153,839}} = 0,02985,$$

$$y_P = \frac{\frac{a_{\Pi_1}}{M_1}}{\frac{a_{\Pi_1}}{M_1} + \frac{a_{\Pi_2}}{M_2}} = \frac{\frac{4,3}{76,143}}{\frac{4,3}{76,143} + \frac{95,7}{153,839}} = 0,08323,$$

де  $a_{P_1}$ ,  $a_{\Pi_1}$  – концентрація сірковуглецю відповідно у рідині та парах за рівноваги та  $t = 74,9^\circ\text{C}$ ,  $\%_{\text{мас}}$ ;  $a_{P_2}$ ,  $a_{\Pi_2}$  – концентрація чотирихлористого вуглецю відповідно у рідині та парах за рівноваги та  $t = 74,9^\circ\text{C}$ ,  $\%_{\text{мас}}$ ;  $M_1 = 76,143$  та  $M_2 = 153,839$  – молекулярні маси сірковуглецю та чотирихлористого вуглецю.

Аналогічно визначають значення  $x_P$  та  $y_P$  за інших температур.

Молярний вміст сірковуглецю (легколеткого) у рідині для початкової су-

міші та кінцевих продуктів наведено в таблиці 2.5.

Таблиця 2.5 – Молярний вміст сірковуглецю для сировини та продукту

Температура, °С	$a_P$ , % <sub>мас</sub>	$x_P$ , молярні частки	$y_P$ , молярні частки
75,5	$a_K = 1,0$	$x_K = 0,02$	$y_K = 0,055$
57,2	$a_0 = 30,0$	$x_0 = 0,464$	$y_0 = 0,692$
47,1	$a_D = 90,0$	$x_D = 0,948$	$y_D = 0,955$

Оптимальне флегмове число  $R$ . За формулою визначаємо мінімальне флегмове число

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_0}{y_0 - x_0} = \frac{0,948 - 0,692}{0,692 - 0,461} = 1,123.$$

Задаючись декількома значеннями коефіцієнта надлишку флегми ( $\beta = 1,1; 1,3; 1,5; 2,5; 3,0$ ), обчислюємо відповідні флегмові числа та значення вільних членів рівнянь робочих ліній верхньої частини колони. Далі графічно знаходимо кількість теоретичних тарілок, побудувавши для кожного  $R$  відповідну робочу лінію.

Наприклад, при  $\beta = 1,5$  знаходимо

$$R = \beta R_{\min} = 1,5 \cdot 1,123 = 1,685,$$

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1} = \frac{1,685}{2,685}x + \frac{0,948}{2,685} = 0,628x + 0,353.$$

За діаграмою (рис. 2.17) кількості теоретичних тарілок у даному випадку відповідає цифра 5,84. Результати обчислень для всіх прийнятих значень  $\beta$  занесено до таблиці 2.6. За даними цієї таблиці будуємо криву в координатах  $R - N_T$  (рис. 2.18), за якою графічно знаходимо оптимальне флегмове число  $R = 1,63$  та відповідні значення  $\beta = 1,45$  та  $N_T = 6$ .

Таблиця 2.6 – Результати розрахунків за значеннями  $\beta$

Коефіцієнт надлишку флегми $\beta$	$R$	$x_d/(R+1)$	$N_T$
1,1	1,353	0,403	7,5
1,3	1,460	0,385	6,6
1,5	1,685	0,353	5,8
2,0	2,246	0,292	5,0
2,5	2,807	0,249	4,6
3,0	3,369	0,217	4,3

Визначення кількості дійсних тарілок. Коефіцієнт масовіддачі в паровій фазі для верхньої частини колони визначаємо за формулою

$$\beta_{II} = \frac{Nu_{II} D_{II}}{22,4h} = \frac{165276 \cdot 0,0163}{22,4 \cdot 1} = 120,3 \text{ кмоль/м}^2 \cdot \text{год},$$

де  $D_{II}$  – коефіцієнт дифузії для парової фази, м<sup>2</sup>/год. У даному випадку критерій  $Nu_{II}$  розраховано за рівнянням

$$Nu_{II} = 0,79 Re_{II} + 11100 = 0,79 \cdot 195160 + 11100 = 165276.$$

Значення  $Re_{II}$  знайдемо з виразу

$$Re_{II} = \frac{\omega_{II} h \rho_{II}}{\mu_{II}} = \frac{0,697 \cdot 1 \cdot 3,5}{12,5 \cdot 10^{-6}} = 195160,$$

де  $\omega_{II}$  – середня швидкість пари, м/с;  $h = 1$  м – визначальний розмір, взятий під час оброблення дослідних даних;  $\mu_{II}$  – динамічна в'язкість пари, кг/(м · с);  $\rho_{II}$  – середня густина пари, кг/м<sup>3</sup>.

Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі для верхньої частини колони

$$\beta_P = \frac{Nu_P \rho_P D_P}{h M_P} = \frac{640300 \cdot 1339 \cdot 10,65 \cdot 10^{-6}}{1 \cdot 98,99} = 91,85 \text{ кмоль/(м}^2 \cdot \text{год)}.$$

$$\text{Тут } M_p = x_{CEP} M_{CS_2} + (1 - x_{CEP}) M_{CCl_4} = 0,706 \cdot 76,143 + 0,294 \cdot 153,839 = 98,99,$$

$$Nu_p = 38000 Pr_p^{0,62} = 38000 \cdot 94,26^{0,62} = 640300,$$

$$\text{де } Pr_p = \frac{3600 \mu_p}{\rho_p D_p} = \frac{3600 \cdot 3,734 \cdot 10^{-4}}{1339 \cdot 10,65 \cdot 10^{-6}} = 94,26.$$

У цих виразах  $\mu_p$  – динамічна в'язкість рідини за середніх умов, кг/(м · с);  $D_p$  – коефіцієнт дифузії для рідкої фази, м<sup>2</sup>/год;  $\rho_p$  – густина рідини за середніх умов, кг/м<sup>3</sup>;  $M_p$  – молекулярна маса рідини при середній концентрації.

Коефіцієнт масопередачі залежить від кута нахилу кривої рівноваги, причому цей кут є змінною величиною. Тому діаграму рівноваги (рис. 2.24) розбиваємо на рівні ділянки вертикальними лініями, які проводимо через точки  $x_1 = 0,1$ ;  $x_2 = 0,2$  й далі. Для кожної ділянки встановлюємо: середній тангенс кута нахилу кривої рівноваги  $m_i$ ; коефіцієнт масопередачі  $k_{y_i}$ , кількість одиниць перенесення  $z_{y_i}$  та коефіцієнти  $F_{y_i} = e^{z_{y_i}}$ .

Для встановлених значень  $x_1, x_2, x_3, \dots, x_i$  визначаємо відповідні довжини вертикальних відрізків між робочими та рівноважними лініями  $A_1C_1, A_2C_2, A_3C_3, \dots, A_iC_i$ , причому точки  $A_1, A_2, A_3, \dots, A_i$  розміщені на робочій лінії, а точки  $C_1, C_2, C_3, \dots, C_i$  – на кривій рівноваги. Розділивши довжини відрізків  $A_iC_i$  на відповідні значення  $F_{y_i}$ , визначимо величини відрізків  $A_iB_i$ , які відкладаємо вертикально вниз від кривої рівноваги. Геометричне місце точок  $B_1, B_2, B_3, \dots, B_i$  називають кінетичною кривою. Кількість сходинок ламаної лінії, що складається з горизонтальних та вертикальних відрізків, які проведено між кінетичною кривою й робочою лінією, відповідає кількості дійсних тарілок. Наприклад, при  $x_5 = 0,5$  тангенс кута нахилу  $m_5 = 0,875$ ; коефіцієнт масопередачі

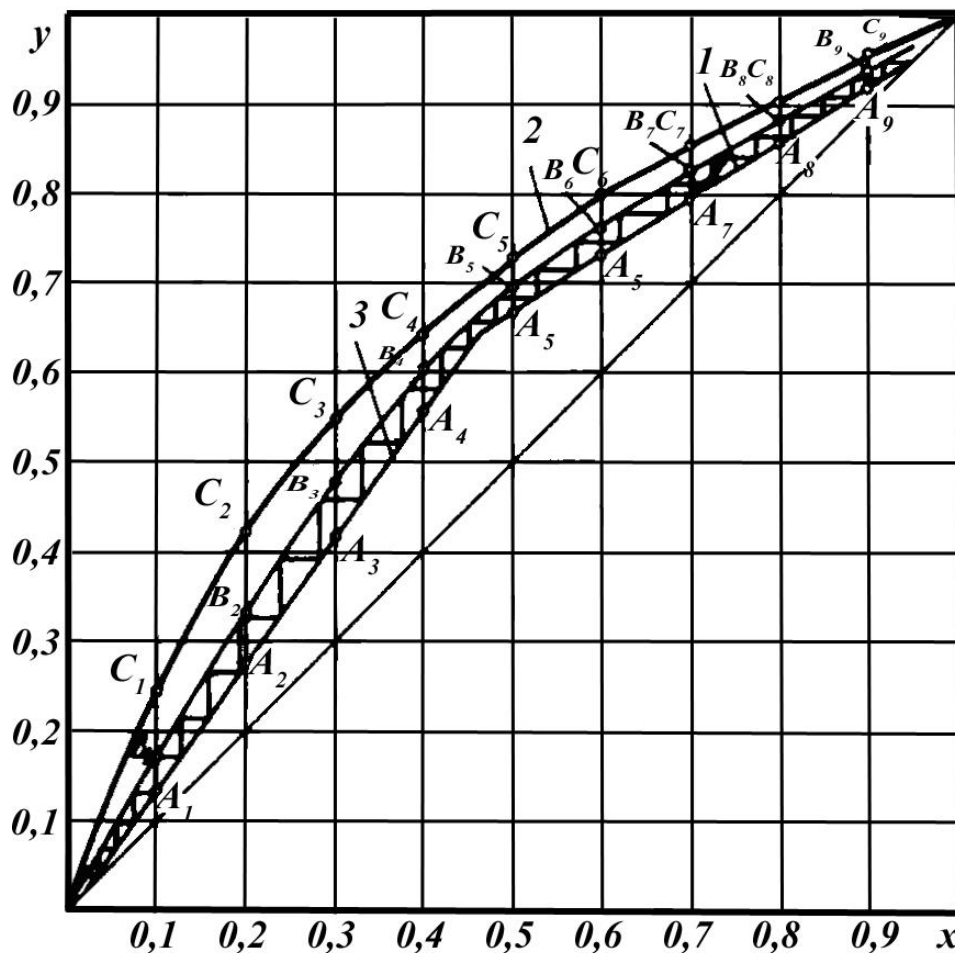


Рисунок 2.24 – Діаграма  $x - y$  для визначення кількості тарілок ректифікаційної колони

$$k_{y_5} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{\Pi}} + \frac{m_5}{\beta_P}} = \frac{1}{\frac{1}{120,3} + \frac{0,875}{91,85}} = 56,1 \text{ кмоль}/(\text{м}^2 \cdot \text{ГОД}).$$

Кількість одиниць перенесення

$$z_{y_5} = \frac{22,4}{3600 \omega_{\Pi}} \frac{273 + t_{\text{СЕР}}}{273} k_{y_5} = \frac{22,4}{3600 \cdot 0,697} \frac{273 + 63,8}{273} \cdot 52,5 = 0,557.$$

Коефіцієнт

$$F_{y_5} = e^{z_{y_5}} = e^{0,557} = 1,745.$$

Оскільки  $A_5 C_5 = 11,5$  мм, то

$$C_5 B_5 = \frac{A_5 C_5}{F_{ys}} = \frac{11,5}{1,745} = 6,78 \text{ мм.}$$

Результати розрахунків занесемо до таблиці 2.7. Для нижньої колони розрахунок виконуємо аналогічно.

Таблиця 2.7 – Результати розрахунків за діаграмою  $x - y$

Параметр	Значення параметра при $x_i$								
	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9
$m_i$	2,45	1,77	1,28	0,85	0,87		0,55		
$k_{yi}$	24,5	31,9	40,5	5	5	0,7	64,6	0,5	0,5
$m_{yi}$	0,37	0,49	0,62	52,0	56,1	58,3	0,68	67,0	67,0
$C_{yi}$	6	1,63	2	0,79	0,55	0,62	6	0,71	0,71
$A_i C_i$	1,45	3	1,86	8	7	1,86	1,98	2	2
$C_i B_i$	7	29,5	2	2,22	1,74	13	7	2,04	2,04
	22	18,0	27	4	6	7,0	11,5	9	7
	15,1	6	14,5	18	11,5		5,79	4,42	3,43
				8,1	6,78				

Кількість дійсних тарілок для верхньої частини колони  $N_0 = 12$ , для нижньої –  $N'_0 = 14$  (рис. 2.24).

Кількість вихідної суміші  $G_0$  та кубового залишку  $G_K$ . Ці величини визначають із рівнянь матеріального балансу всієї колони та балансу низькокиплячого компонента:

$$G_0 = 1000 + G_K,$$

$$G_0 \cdot 0,3 = 1000 \cdot 0,9 + G_K \cdot 0,01.$$

Із цих рівнянь знаходимо  $G_0 = 3069$  кг/год та  $G_K = 2069$  кг/год.

Діаметри колони визначаємо залежно від середньої кількості пари, що піднімається  $g_{сеп}$ , та середньої швидкості  $(\omega_{\Pi} \rho_{\Pi})_{сеп}$ .



Верхня (зміцнювальна) частина колони. Кількість пари, що відходить з останньої тарілки  $g_{12}$ , визначаємо за рівнянням

$$g_{12} = G_D(1 + R) = 1000(1 + 1,63) = 2630 \text{ кг/год},$$

або при  $M_D = 76,143 \cdot 0,948 + 153,839 \cdot 0,052 = 80,25 \text{ кг/кмоль}$  – молекулярна маса суміші пари, яка надходить у дефлегматор,

$$g_{12} = \frac{2630}{80,25} = 32,75 \text{ кмоль/год}.$$

Кількість пари  $g_1$ , що надходить на першу тарілку, знаходимо із системи рівнянь

$$g_1 = G_1 + G_D = G_1 + \frac{1000}{80,25},$$

$$g_1 y_1 = G_1 x_1 + G_D x_D = G_1 \cdot 0,464 + \frac{1000}{80,25} \cdot 0,948,$$

$$g_1 r_1 = g_{12} r_{12},$$

або

$$7160 g_1 - 860 g_1 y_1 = 207789.$$

При цьому

$$r_1 = r_{CS_2} y_1 + (1 - y_1) r_{CCl_4} = 6300 \cdot y_1 + (1 - y_1) \cdot 7160 = 7160 - 860 y_1,$$

$$r_{12} = r_{CS_2} y_D + (1 - y_D) r_{CCl_4} = 6300 \cdot 0,948 + (1 - 0,948) \cdot 7160 = 6344,7 \text{ кг/кмоль},$$

тут  $r_{CS_2} = 6300 \text{ ккал/кмоль}$  та  $r_{CCl_4} = 7160 \text{ ккал/кмоль}$  – прихована теплота пароутворення відповідно  $r_{CS_2}$  та  $r_{CCl_4}$ .

Із зазначених рівнянь знаходимо:  $g_1 = 31,5 \text{ кмоль/год}$ ,  $G_1 = 19,04 \text{ кмоль/год}$  та  $y_1 = 0,655$ .

Молекулярні маси пари, яка надходить на першу тарілку  $M_1$ , та вихідної суміші  $M_0$  знаходимо за формулою

$$M_{CM} = m_a M_a + m_b M_b + m_c M_c + \dots$$

Одержимо:

$$M_1 = 76,143 \cdot 0,655 + 153,839(1 - 0,655) = 102,95 \text{ кг/кмоль},$$

$$M_2 = 76,143 \cdot 0,464 + 153,839(1 - 0,464) = 117,78 \text{ кг/кмоль.}$$

Отже,

$$g_1 = 31,50 \cdot 102,95 = 3243,0 \text{ кг/год,}$$

$$G_1 = 19,04 \cdot 117,78 = 2242,5 \text{ кг/год.}$$

Середню кількість пари, що піднімається у верхній частині колони, знаходимо як середнє арифметичне за формулою

$$g_{\text{СЕР}} = 0,5(g_1 + g_n) = 0,5(31,50 + 32,75) = 32,13 \text{ кмоль/год,}$$

або

$$g_{\text{СЕР}} = 0,5(3243 + 2630) = 2936,5 \text{ кг/год.}$$

Середню швидкість у вільному перерізі верхньої частини колони визначаємо із залежності

$$(\rho_{\text{П}} \omega_{\text{П}})_{\text{СЕР}} = 0,065 \varphi(\sigma) \sqrt{H \rho_{\text{Р}} \rho_{\text{П}}} = 0,065 \cdot 1 \sqrt{0,3 \cdot 1339 \cdot 3,39} = 2,40 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)},$$

де  $\varphi(\sigma) = 1$ , оскільки  $\sigma > 0,2 \text{ кгс/м}^2$ ;  $H = 0,3 \text{ м}$  – відстань між тарілками (беремо заздалегідь);  $\rho_{\text{Р}}$  та  $\rho_{\text{П}}$  – середня густина відповідно рідини та пари.

Середня густина рідини

$$\rho_{\text{Р}} = \frac{G_{\text{Р}}}{V_{\text{Р}}} = \frac{1936,3}{1,446} = 1339 \text{ кг/м}^3,$$

у цьому виразі

$$G_{\text{СЕР}} = \frac{G_1 + G_{12}}{2} = \frac{2242,5 + 1,63 \cdot 1000}{2} = 1936,0 \text{ кг/год,}$$

де  $G_{12} = RG_{\text{Д}}$ ;

$$V_{\text{Р}} = CS_2 V_{CS_2} + CCl_4 V_{CCl_4} = 51,4^\circ \text{ C} \frac{G_{\text{СР}} a}{\rho_{CS_2} = 1217} + \frac{G_{\text{СР}} (1-a)}{\rho_{CCl_4} = 1509,24} = \frac{1936,3 \cdot 0,555}{1217} + \frac{1936,3 \cdot 0,445}{1533,5} = 1,446 \text{ м}^3/\text{год,}$$

де  $\rho_{CS_2} = 1217 \text{ кгс/м}^3$  та  $\rho_{CCl_4} = 1533,5 \text{ кгс/м}^3$  – густина рідких  $CS_2$  і  $CCl_4$

за температури рідини  $51,4^{\circ}\text{C}$  та середнього вмісту  $x_{\text{СЕР}} = 0,5(x_0 + x_{12}) = 0,706$ ,

оскільки  $x_{12} = x_{\text{Д}} = 0,948$ ;  $a = 0,555$  – середня масова частка сірковуглецю в рідині, що відповідає  $x_{\text{СЕР}} = 0,706$ .

Середня густина пари

$$\rho_{\text{П}} = \frac{g_{\text{СР}}}{V_{\text{П}}} = \frac{2936,5}{863} = 3,39 \text{ кг/м}^3.$$

Середній об'єм пари

$$V_{\text{П}} = \frac{g_{\text{СЕР}} 22,4(t_{\text{П}} + 273)}{273} = \frac{32,13 \cdot 22,4(54 + 273)}{273} = 863 \text{ м}^3/\text{год},$$

де  $t_{\text{П}} = 54^{\circ}\text{C}$  – температура за середнього вмісту пари (табл. 2.4), причому

$y_{\text{СЕР}} = 0,5(y_1 + y_{12}) = 0,5(0,655 + 0,948) = 0,801$ , оскільки  $y_{12} = x_{\text{Д}} = 0,948$ .

Діаметр верхньої частини колони визначається за формулою

$$D_{\text{В}} = 0,0188 \sqrt{\frac{g_{\text{СР}}}{(\rho_{\text{П}} \omega_{\text{П}})_{\text{СР}}} = 0,0188 \sqrt{\frac{2936,5}{2,43}} = 0,657 \text{ м}.$$

Беремо  $D_{\text{В}} = 700 \text{ мм}$ .

*Нижня (вичерпна) частина колони.* Кількість пари, яка відходить із верхньої (чотирнадцятої) тарілки нижньої частини колони, дорівнює кількості пари, що надходить на першу тарілку верхньої частини колони, тобто  $g'_{14} = g_1 = 31,50 \text{ кмоль/год} = 3242,9 \text{ кг/год}$ . Кількість рідини  $G'_{14}$ , що надходить на верхню (чотирнадцяту) тарілку нижньої частини колони, є сумою кількостей рідини, що стікає з першої тарілки верхньої частини колони, і вихідної суміші:

$$G'_1 = G_1 + G_0 = 2245 + 3069 = 5311,5 \text{ кг/год}$$

або

$$G'_{14} = \frac{5311,5}{117,78} = 45,2 \text{ кмоль/год}.$$

У цих виразах молекулярну масу вихідної суміші (та рідини, що стікає з

першої тарілки верхньої частини колони) обчислюємо за такою формулою:

$$M_{CM} = m_a M_a + m_b M_b + m_c M_c + \dots$$

Для визначення кількості пари  $g'_1$ , яка надходить на першу тарілку, кількості рідини  $G'_1$ , що стікає з першої тарілки, та вмісту в ній  $x'_1$  сірковуглецю застосовуємо рівняння

$$G'_1 = g_1 + G_K = g'_1 + \frac{2069}{M_K},$$

$$G'_1 x'_1 = g'_1 y'_1 + G_K x_K = g'_1 y'_1 + \frac{2069}{M_K} 0,02,$$

$$g'_1 r'_1 = g'_n r'_n = g'_{14} r'_{14},$$

причому  $r'_1 = 6300 y'_1 + (1 - y'_1) 7160$ ;  $r'_{14} = 6300 y'_{14} + (1 - y'_{14}) 7160$ .

Враховуючи, що  $M_K = 76,143 \cdot 0,02 + 153,839 \cdot 0,98 = 152,28$ ,  
 $y'_{14} = y_K = 0,055$  (за діаграмою при  $y_K = 0,02$ ),  $y'_1 = y_1 = 0,655$  та  
 $g'_{14} = g_1 = 31,50$  кмоль/год, знаходимо  $G'_1 = 52,99$  кмоль/год,  
 $g'_1 = 29,4$  кмоль/год та  $x'_1 = 0,036$ .

Молекулярні маси парів, які надходять на першу тарілку, та рідини, що стікає з першої тарілки (з умістом легколеткого компонента  $x'_1$ ) нижньої частини колони, дорівнюють:

$$M'_1 = 76,143 \cdot 0,055 + 153,839 \cdot 0,945 = 149,48 \text{ кг/кмоль},$$

$$M'_p = 76,143 \cdot 0,036 + 153,839 \cdot 0,964 = 151,24 \text{ кг/кмоль}.$$

Тоді

$$g'_1 = 29,4 \cdot 149,48 = 4400 \text{ кг/год},$$

$$G'_1 = 52,99 \cdot 151,24 = 8020 \text{ кг/год}.$$

Середня кількість пари, що піднімається в нижній частині колони,

$$g_{СЕР} = \frac{29,4 + 31,5}{2} = 30,45 \text{ кмоль/год}$$

або

$$g'_{CEP} = \frac{3342,9 + 4400}{2} = 3841,4 \text{ кг/ГОД.}$$

Середня швидкість пари у вільному перерізі колони

$$(\rho'_{\Pi} \omega'_{\Pi})_{CEP} = 0,065 \varphi(\sigma) \sqrt{H \rho'_P \rho'_{\Pi}} = 0,065 \cdot 0,8 \sqrt{0,3 \cdot 1455 \cdot 4,53} = 2,31 \text{ кг/(м}^2 \cdot \text{с)},$$

де  $\varphi(\sigma) = 0,8$ , оскільки  $\sigma < 0,2$  кгс/м;  $H = 0,3$  м – відстань між тарілками.

Середню густину рідини визначаємо як

$$\rho'_P = \frac{G'_{CEP}}{V_{Ж}} = \frac{6666}{4,585} = 1455 \text{ кг/м}^3$$

при

$$G_{CEP} = 0,5(G'_1 + G'_{14}) = \frac{8020 + 5311,5}{2} = 6666 \text{ кг/ГОД,}$$

$$V_P = V'_{CS_2} + V'_{CCl_4} = \frac{G'_{CEP} a'}{\rho_{CS_2}} + \frac{G'_{CEP} (1 - a')}{\rho_{CCl_4}} = \frac{6666 \cdot 0,146}{1202} + \frac{6666 \cdot 0,854}{1509,24} = 4,585 \text{ м}^3/\text{ГОД,}$$

де  $\rho_{CS_2} = 1202$  кгс/м<sup>3</sup> та  $\rho_{CCl_4} = 1509,24$  кгс/м<sup>3</sup> – густина рідких  $CS_2$  і  $CCl_4$

за температури рідини  $63,8^\circ\text{C}$  (при середньому вмісті

$x_{CEP} = 0,5 (x_0 + x'_1) = 0,5(0,464 + 0,036) = 0,25$ );  $a' = 0,146$  – середня масова частка сірковуглецю в рідині, що відповідає  $x'_{CEP} = 0,25$ .

Середня густина пари, кг/м<sup>3</sup>,

$$\rho'_{\Pi} = \frac{g_{CEP}}{V'_{\Pi}} = \frac{3871,4}{853} = 4,53,$$

де середній об'єм пари

$$V'_{\Pi} = \frac{g'_{CEP} 22,4(t'_{\Pi} + 273)}{273} = \frac{30,45 \cdot 22,4(68,4 + 273)}{273} = 858 \text{ м}^3/\text{ГОД,}$$

$t'_{II} = 68,4 \text{ } ^\circ\text{C}$  при середньому вмісті пари  $y'_{CEP}$  (табл. 2.5), причому

$$y'_{CP} = 0,5(y'_1 + y'_{14}) = 0,5(0,055 + 0,655) = 0,355, \text{ оскільки } y'_{14} = y_1 = 0,655.$$

Діаметр вичерпної частини колони визначається за формулою

$$D_H = 0,0188 \sqrt{\frac{g_{CEP}}{(\rho_{II} \omega_{II})_{CEP}}} = 0,0188 \sqrt{\frac{3871,4}{2,31}} = 0,768.$$

Припускаємо, що  $D_H = 800 \text{ мм}$ .

*Кількість та розміри ковпачків і зливних патрубків для верхньої частини колони.* За нормаллями обираємо діаметр парового патрубка  $d_{II} = 50 \text{ мм}$ . Кількість ковпачків визначаємо за формулою

$$n_B = 0,1 \frac{D^2}{d_{II}^2} = 0,1 \frac{0,7^2}{0,05^2} = 19,6,$$

припускаємо, що  $n_B = 20$ .

Висоту частини ковпачка над паровим патрубком обчислюємо за залежністю

$$h_2 = 0,25d_{II} = 0,25 \cdot 50 = 12,5 \text{ мм}.$$

Діаметр ковпачка  $d_K$  знаходимо як

$$d_K = \sqrt{d_{II}^2 + (d_{II} + 2\delta)^2} = \sqrt{50^2 + (50 + 2,3)^2} = 75 \text{ мм}.$$

Відстань від нижнього краю зубця ковпачка до тарілки беремо  $s = 5 \text{ мм}$ . Висоту рівня рідини над верхнім обрізом прорізів ковпачків беремо  $h_1 = 30 \text{ мм}$ .

Висоту прорізів обчислюємо з умов оптимального барботування

$$l = \frac{\omega_0^2 \xi \rho_{II}}{g \rho_p} = \frac{6,11^2 \cdot 1,5 \cdot 3,39}{9,81 \cdot 1339} = 0,0145 \text{ м}.$$

У цій формулі швидкість пари  $\omega_0$ , яка відповідає повному відкриттю прорізів, береться такою, що дорівнює швидкості в паровому патрубку  $\omega_{II}$ , яку визначаємо за формулою

$$\omega_{II} = \frac{4V_{II}}{3600\pi d_{II}^2 n} = \frac{4 \cdot 863}{3600 \cdot 0,05^2 \cdot 20} = 6,11 \text{ м/с},$$

$\xi = 1,5$  – коефіцієнт опору ковпачків тарілки. Припускаємо, що  $l = 15$  мм.

Кількість прорізів у ковпачку визначаємо як

$$i = \frac{\pi}{a} \left( d_K - \frac{d_{II}^2}{4l} \right) = \frac{\pi}{4} \left( 75 - \frac{50^2}{4 \cdot 15} \right) = 26,$$

де  $a = 4$  мм – відстань між прорізами, взята з таким розрахунком, що  $i$  було цілим числом.

Обчислюємо ширину прорізів у ковпачку

$$b = \frac{\pi d_{II}^2}{4li} = \frac{\pi \cdot 50^2}{4 \cdot 15 \cdot 26} = 3 \text{ мм}.$$

Діаметр зливного патрубку визначаємо за формулою

$$d_C = \sqrt{\frac{4}{3600\pi} \frac{G_{CP}}{\rho_P \omega_C z_C}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1936,3}{3600\pi \cdot 1339 \cdot 0,1 \cdot 1}} = 0,0714 \text{ м},$$

де  $\omega_C = 0,1$  м/с – швидкість рідини у зливному патрубку (обираємо);  
 $z_C = 1$  – кількість зливних патрубків (обираємо).

Припускаємо, що  $d_C = 80$  мм,  $\delta = 80$  мм.

Висоту рівня рідини над зливним патрубком визначаємо як

$$\Delta h = \sqrt[3]{\left( \frac{V_P}{3600 \cdot 1,85\pi d_C} \right)^2} = \sqrt[3]{\left( \frac{1,446}{3600 \cdot 1,85\pi \cdot 0,08} \right)^2} = 0,009 \text{ м}.$$

Припускаємо, що  $\Delta h = 10$  мм.

Відстань від нижнього торця зливної трубки  $s_1$  до тарілки, на яку зливається рідина, визначаємо за формулою

$$s_1 = 0,25d_C = 0,25 \cdot 80 = 20 \text{ мм}.$$

Відстань від верхнього торця зливного патрубку до тарілки дорівнює

$$h_C = (h_1 + l + s) - \Delta h = (30 + 19 + 5) - 10 = 44 \text{ мм}.$$

Ковпачки розміщуємо на тарілці по вершинах правильних трикутників.

Мінімальний крок ковпачків можна обчислити за залежністю

$$t_{\min} = d_K + 2\delta_K + l_2 = 75 + 2 \cdot 2 + 35 = 114 \text{ мм},$$

де  $\delta_K = 2$  мм – товщина стінки ковпачка;  $l_2 = 35$  мм – мінімальний зазор між ковпачками.

Припускаємо, що  $t_1 = 115$  мм.

Відстань від осі зливного патрубку до осі найближчого ковпачка визначимо як

$$t_1 = 0,5d_C + \delta_C + 0,5d_K + \delta_K + l_1 = \frac{80}{2} + 4 + \frac{75}{2} + 2 + 75 = 158,5 \text{ мм},$$

де  $l_1 = 75$  мм – мінімальний зазор між ковпачками та зливним патрубком.

Припускаємо, що  $t_1 = 160$  мм.

Мінімальну відстань між тарілками можна знайти як

$$H_{\min} = 23300 \frac{\rho_{II}}{\rho_P} \left( \frac{F\omega}{n\pi d_K} \right)^2 = 23300 \frac{3,39}{1339} \left( \frac{\pi 0,7^2 \cdot 0,707}{4,20\pi \cdot 0,075} \right)^2 = 0,197 \text{ м},$$

де  $\omega = \frac{(\rho_{II}\omega_{II})_{\text{СЕР}}}{\rho_{II}} = \frac{2,40}{3,39} = 0,707$  м/с – лінійна швидкість пари у вільному

перерізі колони.

Взята на початку розрахунків відстань між тарілками  $H = 300$  мм дещо перевищує  $H_{\min}$ , але це допустимо.

Кількість, розміри ковпачків та зливних патрубків нижньої частини колони визначають за аналогією.

Нижченаведені результати розрахунків (розміри, мм; швидкості, м/с):

- діаметр парового патрубка  $d_{II}$  50
- кількість ковпачків  $n$  26
- висота частини ковпачка над паровим патрубком  $h_2$  12,5
- діаметр ковпачка  $d_K$  75
- відстань від нижнього краю зубця ковпачка до тарілки  $s$  5
- висота рівня рідини над верхнім обрізом прорізів ковпачків  $h_1$  30



• висота прорізів $l$	15
• коефіцієнт опору $\xi$	2
• швидкість газу в паровому патрубку $\omega_{\Pi}$	4,8
• кількість прорізів $i$	26
• відстань між прорізами $a$	4
• ширина прорізів $b$	5
• дійсна відстань між тарілками $H$	300
• діаметр зливного патрубка $d_C$	115/120
• швидкість рідини в зливному патрубку $\omega_C$	0,115
• кількість зливних патрубків	1
• висота рівня рідини над зливним патрубком $\Delta h$	18
• відстань від нижнього торця зливної трубки до тарілки $s_1$	29
• відстань від верхнього торця зливного патрубка до тарілки $h_C$	32
• мінімальний зазор між ковпачками $l_2$	38
• мінімальний крок ковпачків $t_{\min}$	117
• крок ковпачків $t$	120
• мінімальний зазор між ковпачком та зливним патрубком $l_1$	75
• відстань від осі зливного патрубка до осі найближчого ковпачка $t_1$	175
• лінійна швидкість пари у вільному перерізі колони $\omega$	0,5
• мінімальна відстань між тарілками $H_{\min}$	132

Висота нижньої (вичерпної) частини колони визначається як

$$H_H = N_H (H + \delta_T) = 14(300 + 10) = 4340 \text{ мм,}$$

де  $\delta_T = 10$  мм – товщина тарілки.

Висота верхньої (зміцнювальної) частини колони

$$H_B = N_B (H + \delta_T) = 12(300 + 10) = 3720 \text{ мм.}$$

Загальна висота колони (зайнята тарілками)

$$H = H_H + H_B = 4340 + 3720 = 8060 \text{ мм.}$$

*Витрата гріючої пари у кубі та охолоджувальної води у дефлегматорі.*

Кількість тепла, що сприймається рідкою сумішшю в кубі, обчислюємо як

$$Q = \left( \begin{matrix} g_{II} i_{II} + G_K i_K - \\ -G_0 i_0 - G_D R i_D \end{matrix} \right) \eta_{ВИТ} = \left( \begin{matrix} 2630 \cdot 89,9 + 2069 \cdot 15,4 - \\ -3069 \cdot 12,3 - 1,63 \cdot 1000 \cdot 11,2 \end{matrix} \right) 1,02 = 216600 \text{ ккал/год,}$$

де тепловміст сумішей обчислюємо за залежністю  $i_{CM} = a i_{CS_2} + (1-a) i_{CCl_4}$ ,

$$i_{12} = 0,9 \cdot 94,12 + (1-0,9) 52,04 = 89,9 \text{ ккал/кг,}$$

$$i_K = 0,01 \cdot 18,41 + (1-0,01) 15,4 = 15,42 \text{ ккал/кг,}$$

$$i_0 = 0,3 \cdot 13,87 + (1-0,3) 11,63 = 12,3 \text{ ккал/кг,}$$

$$i_D = 0,9 \cdot 11,38 + (1-0,9) 9,54 = 11,2 \text{ ккал/кг.}$$

Витрата гріючої пари в кубі з достатньою для розрахунку точністю може бути визначена за формулою

$$D = \frac{Q}{r} = \frac{216600}{532,6} = 407 \text{ кг/год,}$$

де  $r = 532,6$  ккал/кг – прихована теплота пароутворення гріючої пари за тиску  $1,46 \text{ кгс/см}^2$  і температури  $110^\circ \text{C}$ .

Витрата охолоджувальної води у дефлегматорі визначається за залежністю

$$W = \frac{\left[ g_{II} i_{II} - (1+R) G_D i_D \right] \eta'_{ВИТ}}{(i''_B - i'_B)} = \frac{\left[ 2630 \cdot 89,9 - (1+1,63) \cdot 1000 \cdot 11,2 \right] \cdot 0,98}{(59,98 - 20,04)} = 5080 \text{ кг/год,}$$

де  $\eta'_{ВИТ} = 0,98$ ;  $i'_B = 20,04$  ккал/кг – тепловміст вхідної води за температури  $t'_B = 20^\circ \text{C}$ ;  $i''_B = 59,98$  ккал/кг – тепловміст води, що виходить із дефлегматора, за температури  $t''_B = 60^\circ \text{C}$ .

### 2.8.2. Розрахунок насадкової ректифікаційної колони безперервної дії

*Завдання до розрахунку.* Розрахувати насадкову ректифікаційну колону безперервної дії для розділення суміші сірковуглецю та чотирихлористого вуглецю за вихідними даними попереднього розрахунку.

У даному випадку для розрахунку застосовуємо діаграму рівноваги, побудовану за дослідними даними (рис. 2.17), робочі лінії верхньої та нижньої частин колони, а також установлені для тарілчастої колони значення оптимального флегмового числа (визначають за одним алгоритмом, який не залежить від конструкції) – застосування правомірне і для насадкової ректифікаційної колони. Середня кількість пари  $g_{CEP} = 3355$  кг/год, густина

$\rho_{II} = 3,5$  кг/м<sup>3</sup>. Середня кількість рідини  $G_{CEP} = 2358$  кг/год, густина – 1339 кг/м<sup>3</sup>.

Діаметр верхньої частини колони  $D_B$  визначаємо за формулою

$$D = 0,0188 \sqrt{\frac{g_{CEP}}{\rho_{II} \omega}},$$

де  $g_{CEP} = 3355$  кг/год – середня кількість пари, що піднімається;

$\rho_{CEP} = 3,5$  кгс/м<sup>3</sup> – середня густина пари;  $\omega = 0,67$  м/с – оптимальна швидкість пари у вільному перерізі колони, що відповідає точці початку емульгування.

Значення оптимальної швидкості встановлено зі співвідношення

$$g \left( \frac{\omega_{opt}^2 f}{g V_C^3} \cdot \frac{\rho_{II}}{\rho_P} \cdot \mu_P^{0,16} \right) = A - 1,75 \left( \frac{G}{g_{II}} \right)^{1/4} \left( \frac{\rho_{II}}{\rho_P} \right)^{1/8},$$

причому насадка обра- на у вигляді керамічних кілець розмірами 10×10×1,5. Вільний об'єм насадки  $V_C = 0,7$  м<sup>3</sup>/м<sup>3</sup>; питома поверхня насадки  $f = 440$  м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup> (таблиця 2.3); динамічна в'язкість рідини за середнього вмісту  $x_{CEP} = 0,706$  та відповідної температури

$t_P = 51,4$  °С визначена за формулою  $\lg \mu_{ж} = 0,706 \lg 0,299 + 0,294 \lg 0,64$ , звідки

$\mu_{ж} = 0,373$  сПз (тут  $\mu_{CS_2} = 0,299$  сПз та  $\mu_{CCl_4} = 0,64$  сПз за  $t_P = 51,4$  °С).

Тоді співвідношення для визначення оптимальної швидкості набере вигляду

$$\lg\left(\frac{\omega^2 440}{9,81 \cdot 0,7^3} \frac{3,5}{1339} 0,373^{0,16}\right) = -0,125 - 1,75\left(\frac{2358}{3555}\right)^{1/4} \left(\frac{3,5}{1339}\right)^{1/8},$$

звідси розрахункове значення оптимальної швидкості  $\omega = 0,67$  м/с.

Тоді

$$D = 0,0188 \sqrt{\frac{3355}{3,5 \cdot 0,67}} = 0,712 \text{ м.}$$

Беремо діаметр верхньої частини колони  $D_B = 700$  мм, при цьому дійсна швидкість пари в ній  $\omega = 0,7$  м/с.

*Розрахунок висоти насадки методом визначення кількості одиниць перенесення.* Для визначення кількості одиниць перенесення складаємо таблицю значень вмісту  $y$  легколеткого компонента  $CS_2$  в парі для ряду точок робочої лінії та відповідних їм значень рівноважного вмісту  $y_p$ . Для цього застосуємо робочу лінію та криву рівноваги. У даному випадку значення рівноважного вмісту  $y_p$  беремо з таблиць 2.5 та 2.6, а значення, що їм відповідають,  $y$  знаходимо за діаграмою (рис. 2.17). Крім того, для кожної точки обчислюємо значення  $1/y_p - y$ . Одержані розрахункові дані зводимо до таблиці 2.8 та будуємо графік залежності  $1/y_p - y - y$  (рис. 2.22).

Кількість одиниць перенесення для верхньої частини колони  $z$  дорівнює площі, яку обмежено одержаною кривою, віссю абсцис та ординатами, проведеними через точки, в яких концентрації дорівнюють  $y_p$  та  $y_K$ ; зазначену площу вимірюємо у прийнятому масштабі. У даному випадку  $z = 5,55$ .

Таблиця 2.8 – Результати розрахунків

$t, ^\circ\text{C}$	$y_p$	$y$	$y_p - y$	$1/(y_p - y)$
76,7	0	–	–	–
75,5	0,055	0,018	0,0370	27,05
74,9	0,0832	0,030	0,0532	18,81
73,1	0,1546	0,073	0,0816	12,26
70,3	0,2644	0,145	0,1194	8,39
68,6	0,3328	0,195	0,1378	7,26
63,8	0,4942	0,365	0,1292	7,74
59,3	0,6325	0,547	0,0855	11,69
57,2	0,6920	0,647	0,0450	22,20
55,3	0,7480	0,690	0,0580	17,23
52,3	0,8291	0,770	0,0591	16,93
50,4	0,8775	0,825	0,0525	19,05
48,5	0,9317	0,890	0,0417	24,00
47,2	0,9550	0,920	0,0350	28,56
46,3	1,0000	–	–	–

Необхідно визначити висоту насадки  $h_z$ , еквівалентну одній одиниці. Для цього заздалегідь визначають коефіцієнт, що характеризує властивість насадки до змочування,  $\psi = 0,18$  (за рис. 2.23) при відношенні  $U/U_{opt} = 4,58/28,5 = 0,161$ ; тут густина зрошування  $U = V_p/F = 4 \cdot 1,76/\pi 0,7^2 = 4,58 \text{ м}^2/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$  та оптимальна густина зрошування  $U_{opt} = 0,065 f = 0,065 \cdot 440 = 28,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$ .

Число Рейнольдса для парової фази

$$\text{Re}_{II} = \frac{4\omega_0\rho_{II}}{\mu_{II}f} = \frac{4 \cdot 0,7 \cdot 3,5}{12,5 \cdot 10^{-6} \cdot 440} = 1780.$$

Число Рейнольдса для рідкої фази

$$\text{Re}_p = \frac{4G_p}{F_K f \mu_p} = \frac{4 \cdot 2358}{3600 \cdot 0,785 \cdot 0,7^2 \cdot 440 \cdot 3,73 \cdot 1,02 \cdot 10^{-4}} = 41,4.$$

Число Прандтля для пари (при дифузії)

$$\text{Pr}'_{II} = \frac{\mu_{II}}{\rho_{II} D_{II}} = \frac{3600 \cdot 12,5 \cdot 10^{-6}}{3,5 \cdot 0,0163} = 0,79,$$

де коефіцієнт дифузії в паровій фазі  $D_{II}$  визначається як

$$D_{II} = \frac{0,00155(t+273)^{3/2}}{p(V_{CS_2}^{1/3} + V_{CCl_4}^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_{CS_2}} + \frac{1}{M_{CCl_4}}} = \frac{0,00155 \cdot 327^{3/2}}{1(66^{1/3} + 113,2^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{76,143} + \frac{1}{153,839}} =$$

$$= 0,0163 \text{ м}^2/\text{год},$$

У даному розрахунку  $t + 273 = 54 + 273 = 327 \text{ К}$  – абсолютна температура

пари;  $V_{CS_2} = V_C + 2V_S = 14,8 + 2 \cdot 25,6 = 66 \text{ м}^3/\text{кмоль};$

$$V_{CCl_4} = V_C + 4V_{Cl} = 14,8 + 424,6 = 113,2 \text{ м}^3/\text{кмоль}; M_{CS_2} = 76,143 \text{ – молекулярна ма-}$$

са  $CS_2$ ;  $M_{CCl_4} = 153,839 \text{ – молекулярна маса } CCl_4.$

Число Прандтля для рідини (при дифузії)

$$Pr'_p = \frac{\mu_p}{\rho_p D_p} = \frac{3600 \cdot 3,734 \cdot 10^{-4}}{1339 \cdot 10,65 \cdot 10^{-6}} = 94,$$

де  $\rho_p = 1339 \text{ кгс/м}^2$ ;  $D_p$  – коефіцієнт дифузії в рідкій фазі, що визначається за формулою

$$D_p = D_{20} [1 + b(t - 20)] = 8,09 \cdot 10^{-6} [1 + 0,01014(51,4 - 20)] = 10,65 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{год}.$$

У цьому розрахунку

$$D_{20} = \frac{0,00278}{AB\sqrt{\mu_p}(V_a^{1/3} + V_b^{1/3})^2} \sqrt{\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}} = \frac{0,00278}{1 \cdot 1 \cdot \sqrt{0,373}(66^{1/3} + 113,2^{1/3})^2} \times$$

$$\times \sqrt{\frac{1}{76,143} + \frac{1}{153,839}} = 8,09 \cdot 10^{-6} \text{ м}^2/\text{год},$$

$$b = \frac{0,2\sqrt{\mu_p}}{\sqrt[3]{\rho_p}} = \frac{0,2\sqrt{0,32}}{\sqrt[3]{1394}} = 0,01014$$

при  $\mu_{20} = 0,32 \text{ сПз}$ ,  $\rho_{20} = 1394 \text{ кг/м}^3$ ,  $t = 51,4 \text{ }^\circ\text{C}$  (температура рідини при

$$x_{CEP} = 0,706).$$

Висоту  $h_2$  (ВОП) для рідкої фази знаходимо за рівнянням

$$h_2 = 119 \left( \frac{\mu_p^2}{\rho_p^2 g} \right)^{1/3} \text{Re}_p^{0,25} (\text{Pr}'_p)^{0,5} = 119 \left[ \frac{(3,73 \cdot 1,02 \cdot 10^{-4})^2}{1339^2 \cdot 9,81} \right]^{1/3} 41,4^{0,25} \cdot 94^{0,25} = 0,059 \text{ м.}$$

Загальна висота насадки  $h_z$ , еквівалентна одній одиниці перенесення, для верхньої частини колони

$$h_z = h_1 + \frac{mg_{II}}{G_{Ж}} h_2 = 0,4 + \frac{0,586 \cdot 3355}{2358} \cdot 0,059 = 0,448 \text{ м.}$$

Висоту насадки верхньої частини колони визначаємо за формулою

$$H_B = z h_z = 5,55 \cdot 0,448 = 2,49 \text{ м.}$$

Результати розрахунку нижньої частини колони, які проведено за аналогічним алгоритмом, наведені нижче:

- кількість одиниць перенесення  $z'$  6,51
- густина зрошування  $U'$ ,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$  6,48
- оптимальна густина зрошування  $U_{opt}$ ,  $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$  28,5
- коефіцієнт, що характеризує здатність насадки до змочування  $\psi'$  0,23
- число Рейнольдса для пари  $\text{Re}_{II}$  1893
- число Рейнольдса для рідини  $\text{Re}'_p$  81,4
- число Прандтля для пари  $\text{Pr}'_{II}$  0,4776
- коефіцієнт дифузії в паровій фазі  $D'_{II}$ ,  $\text{м}^2/\text{год}$  0,01735
- абсолютна температура  $T$ , К 68,4+273
- молекулярний об'єм  $CS_2$  66
- молекулярний об'єм  $CCl_4$  113,2
- число Прандтля для рідини  $\text{Pr}'_p$  58,1
- коефіцієнт дифузії в рідкій фазі,  $\text{м}^2/\text{год}$   $14,22 \times 10^{-6}$

- температура рідини (середні умови)  $t_1', \text{ }^\circ\text{C}$  63,8
- коефіцієнт дифузії в рідкій фазі за  $t = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\text{м}^2/\text{ГОД}$   $8,56 \times 10^{-6}$
- температурний коефіцієнт  $b'$  0,0151
- ВОП для рідкої фази  $h'', \text{ м}$  0,0476
- ВОП для парової фази  $h', \text{ м}$  0,2265
- загальна ВОП нижньої частини колони  $h_2', \text{ м}$  0,2853
- висота насадки нижньої частини колони  $H_K, \text{ м}$  1,85

Повна висота насадки в колоні  $H = H_B + H_H = 2,49 + 1,85 = 4,34 \text{ м}$ .

Порівнявши результати розрахунку за двома методами, обираємо більше значення повної висоти насадки  $H = 4,34 \text{ м}$ .

*Втрати тиску в насадковій колоні.* Опір шару зрошуваної насадки висотою 1 м для верхньої частини колони визначаємо за рівнянням

$$\frac{\Delta p}{H} = \left( \frac{\Delta p}{H} \right)_C \left[ 1 + 5,15 \left( \frac{G}{g_{\Pi}} \right)^{0,342} \left( \frac{\rho_{\Pi}}{\rho_P} \right)^{0,19} \left( \frac{\mu_P}{\mu_{\Pi}} \right)^{0,038} \right],$$

а опір шару сухої насадки заввишки 1 м  $\left( \frac{\Delta p}{H} \right)_C$  знаходимо за формулою

$$\left( \frac{\Delta p}{H} \right)_C = \xi \frac{\omega^2 \gamma_{\Pi}}{2gV_C^2 d_{екв}},$$

причому

$$d_{екв} = \frac{4V_C}{f} = \frac{4 \cdot 0,7}{440} = 0,00637 \text{ м},$$

$$\xi = \frac{16}{(\text{Re}_{\Pi})^{0,2}} = \frac{16}{1780^{0,2}} = 3,69,$$

$$\left( \frac{\Delta p}{H} \right)_C = 3,69 \cdot \frac{0,7^2 \cdot 3,5}{2 \cdot 9,81 \cdot 0,7^2 \cdot 0,00637} = 27,4 \text{ мм вод. ст./м},$$



$$\frac{\Delta p}{H} = 27,4 \left[ 1 + 5,15 \left( \frac{2358}{3355} \right)^{0,342} \left( \frac{3,5}{1339} \right)^{0,19} \left( \frac{0,373 \cdot 1,02 \cdot 10^{-4}}{1,274 \cdot 10^{-6}} \right)^{0,038} \right] = 73,2 \text{ мм вод. ст./м.}$$

Розрахунок втрат тиску в насадці нижньої частини колони необхідно проводити за аналогічною методикою. Він дає такі результати:  $\xi' = 3,54$  м;

$$d'_{екв} = 0,00637 \text{ м}; \left( \frac{\Delta p}{H} \right)'_c = 63 \text{ мм вод. ст./м}; \left( \frac{\Delta p}{H} \right)' = 136,5 \text{ мм вод. ст./м.}$$

Сумарні втрати тиску:

- для верхньої частини колони:

$$\Delta p_B = \left( \frac{\Delta p}{H} \right) H_B = 73,2 \cdot 2,67 = 195 \text{ мм вод. ст./м};$$

- для нижньої частини колони

$$\Delta p_H = \left( \frac{\Delta p}{H} \right)' H_H = 136,5 \cdot 1,85 = 253 \text{ мм вод. ст./м.}$$

Для всієї колони

$$\Delta p = \Delta p_H + \Delta p_B = 195 + 253 = 448 \text{ мм вод. ст./м.}$$

### Питання для самоконтролю

1. Призначення та сфера застосування колонних апаратів.
2. Класифікація колонних апаратів.
3. Класифікація тарілчастих колонних апаратів.
4. Тарілки барботажного, провального, ковпачкового типів, конструкція, принцип дії, особливості експлуатації.
5. Тарілки клапанного, S-подібного та пластинчастого типів, конструкція, принцип дії, особливості експлуатації.
6. Тарілки лускатого, прямотечійного та сітчастого типів, конструкція, принцип дії, особливості експлуатації.
7. Тарілки щілинного типу, тарілки з двома зонами контакту, конструкція, принцип дії, особливості експлуатації.

8. Насадкові колони, конструкція, принцип дії, особливості гідродинаміки руху середовищ, особливості експлуатації.
9. Типи насадок, сфера застосування, особливості розміщення та обслуговування.
10. Колонні розпилювальні апарати, конструкція, принцип дії, сфера застосування.
11. Ємнісний абсорбер-розпилювач, конструкція, принцип дії, сфера застосування.
12. Абсорбер-розпилювач Вентурі, конструкція, принцип дії, сфера застосування.
13. Колона з обертальними тарілками, конструкція, принцип дії, сфера застосування.
14. Конструкції відбійних пристроїв у колонних апаратах.
15. Вузли введення сировини, конструкція та принцип дії.

### **Список додаткової літератури для вивчення розділу 2**

1. Александров И. А. Ректификационные и абсорбционные аппараты / И. А. Александров. – Москва : Химия, 1978.
2. Альперт Л. З. Основы проектирования химических установок / Л. З. Альперт. – Москва : Высшая школа, 1976.
3. Анисимов И. В. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок / И. В. Анисимов, В. И. Бодров, В. В. Покровский. – Москва : Химия, 1975.
4. Броунштейн В. И. Гидродинамика, массо- и теплообмен в колонных аппаратах / В. И. Броунштейн, В. В. Щеголев. – Ленинград : Химия, 1988.
5. Генкин А. Э. Оборудование химических заводов / А. Э. Генкин. – Москва : Высшая школа, 1978.
6. Домашнев А. Д. Конструирование и расчет химических аппаратов /

А. Д. Домашнев. – Москва : Машиностроение, 1961. – 624 с.

7. Касаткин А. Г. Тепло- и массоперенос / А. Г. Касаткин, Ю. И. Дытнерский, Н. В. Кочергин. – Минск : Наука и техника, 1966.

8. Касаткин А. Г. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов / А. Г. Касаткин, А. Н. Плановский, О. О. Чехов. – Москва : Химия, 1961.

9. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – Москва : Химия, 1973.

10. Колонные аппараты. Каталог. – Москва : ЦИНТИхимнефтемаш, 1978.

11. Коптев А. А. Аппаратура колонного типа для диффузионных процессов : метод. разработка / А. А. Коптев. – Тамбов, 1976.

12. Коробчанский И. Е. Расчет аппаратуры для улавливания химических продуктов коксования / И. Е. Коробчанский, М. Д. Кузнецов. – Москва : Металлургия, 1972.

13. Кувшинский М. К. Курсовое проектирование по предмету «Процессы и аппараты химической промышленности» / М. К. Кувшинский, А. П. Соболева. – Москва : Высшая школа, 1980.

14. Лapidус А. С. Экономическая оптимизация химических производств / А. С. Лapidус. – Москва : Химия, 1986.

15. Лацинский А. А. Основы конструирования и расчета химической аппаратуры / А. А. Лацинский, А. Р. Толчинский. – Ленинград : Машиностроение, 1970.

16. Леонтьева А. И. Машины и аппараты химических производств : учеб. пособие / А. И. Леонтьева. – Тамбов : ТГТУ, 1992.

17. Майков В. П. Расчет ректификационных колонн. Системно-информационный подход / В. П. Майков, А. А. Цветков. – Москва : МИХМ, 1977.

18. Машины и аппараты химических производств / под ред. И. И. Чернобыльского. – Москва : Машиностроение, 1975.

19. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков. – Ленинград : Химия, 1976.
20. Перри Дж. Справочник инженера-химика / пер. с англ. – Ленинград : Химия, 1969.
21. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – Москва : Химия, 1987.
22. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В. Н. Стабников. – Киев : Техника, 1970.
23. Ульянов В. А. Поверхность контакта фаз и массообмен в тарельчатых ректификационных аппаратах / В. А. Ульянов. – Иркутск : Изд-во Иркут. ун-та, 1982.

## РОЗДІЛ 3

### ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ ЕКСТРАКЦІЇ

#### 3.1. Обладнання для рідинної екстракції

*Екстракція* в гомофазовій рідинній системі – це процес вилучення одного або кількох компонентів із початкового розчину до розчинника, який не змішується з розчином і має назву *екстрагент*.

Екстракцію широко використовують для концентрації одного або декількох компонентів, розділення близьких за властивостями речовин та очищення. Цей процес реалізується в технологіях перероблення нафти для розділення ароматичних та аліфатичних вуглеводнів, у розділенні ізомерів, зневодненні оцтової кислоти, при одержанні різних лікарських препаратів.

##### 3.1.1. Класифікація екстракторів

Промислове екстракційне обладнання необхідно поділяти *за способом роботи* на періодичне та безупинне, а *за принципом взаємодії* або за проходженням контакту фаз – на диференціально-контактне та ступінчасте.

*Диференціально-контактні екстрактори* характеризуються безперервним контактом між фазами та плавною зміною концентрацій уздовж довжини (висоти) апарата. Вони компактні та не вимагають значної виробничої площі. Водночас в агрегатах цього типу може відбуватися істотне зменшення середньої рушійної сили за рахунок поздовжнього перемішування.

*Ступінчасті екстрактори* складаються з дискретних ступенів, у кожному з яких здійснюється контакт фаз, після цього фази розділяються і рухаються протитечійно до наступних ступенів. Поздовжнє перемішування в цих апаратах набагато слабкіше, ніж у диференціально-контактних, а ефективність ступенів висока. Проте необхідність розділення фаз між сусідніми ступенями, як правило, призводить (для систем, що довго відстоюються) до істотного збільшення розмірів технологічного обладнання та об'єму екстрагента, необхідного для забезпечення процесу.

Екстрактори класифікують *за природою сил*, під дією яких здійснюється

диспергування однієї фази в іншій: під дією гравітаційних сил (різниці густини фаз) та під дією енергії, що надійшла зовні. Підведення зовнішньої енергії відбувається шляхом надання рідині коливальних рухів (пульсація або вібрація), перемішування, контакту за участі дії відцентрових сил.

Важлива ознака, що враховується при класифікації екстракторів, – вид процесу сепарації фаз, який може відбуватися внаслідок різниці густин (*гравітаційна сепарація*) або під дією відцентрових сил (*відцентрова сепарація*). Екстрактори, в яких змішування та сепарація здійснюються під дією відцентрових сил, називають *відцентровими*.

Вибір конструкції апарата для конкретного технологічного процесу рідинної екстракції базується на техніко-економічному порівнянні різних конструкцій з урахуванням їх продуктивності, роздільної здатності, енергетичних, а також капітальних та експлуатаційних витрат. У деяких випадках у першому наближенні обмежуються одним із критеріїв порівняння різних екстракторів – фактором ефективності, який являє собою відношення гранично допустимої питомої продуктивності сумарно за обома фазами  $W$ ,  $\text{м}^3(\text{м}^2 \cdot \text{с})$ , до висоти еквівалентного теоретичного ступеня ВЕТС, м, або до висоти одиниці перенесення ВОП, м. Значення цієї величини, зворотної часу затримки рідини в апараті, може розглядатися як питома роздільна потужність, що характеризує зняття продукції,  $\text{м}^3/\text{с}$ , з одиниці робочого об'єму апарата.

## **3.2. Конструкції агрегатів рідинної екстракції**

### *3.2.1. Гравітаційні екстрактори*

Рух рідин, що взаємодіють, відбувається під дією різниці густин фаз. Поверхня контакту фаз у цьому обладнанні утворюється за рахунок власної енергії потоків. До гравітаційних екстракторів належать екстрактори-розпилювачі, сітчасті та насадкові колони. Всі гравітаційні екстрактори відрізняються простою конструкції (що обумовлюється відсутністю рухомих частин) та відносно низькою вартістю експлуатації. Ці апарати характеризуються високою продуктивністю (особливо апарати-розпилювачі) та низькою інтенсивністю масопере-

дачі, що не дозволяє розглядати це обладнання для проведення високоінтенсивної екстракції.

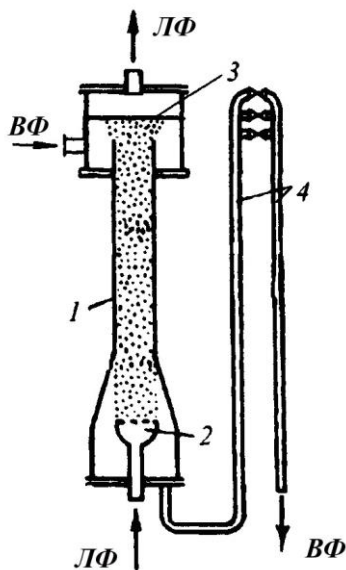


Рисунок 3.1 – Колонний екстрактор-розпилювач:

1 – корпус; 2 – розпилювач легкої рідини (дисперсної фази); 3 – поверхня поділу фаз; 4 – гідравлічний затвор

Конструкція *екстрактора-розпилювача* являє собою порожню колону (рис. 3.1), заповнену однією з фаз. Для створення значної поверхні контакту дисперсна фаза розпилюється засобами розподільного пристрою. Колони-розпилювачі застосовують, як правило, у тих випадках, якщо потрібно досягти високої продуктивності апарата за низької кількості теоретичних ступенів контакту фаз.

У *сітчастих колонах* із перфорованими тарілками та переливними пристроями фаза, що диспергується, проходячи через отвори тарілок, багато разів подрібнюється на краплі. Інша фаза рухається перехресно в міжтарілчастому просторі та через зливи перетікає з тарілки на тарілку (рис. 3.2).

Краплі, що пройшли крізь отвори тарілок, піддаються коалесценції й утворюють підпирний шар під кожною тарілкою або над нею залежно від того, яка фаза диспергується: легка (ЛФ) або важка (ВФ).

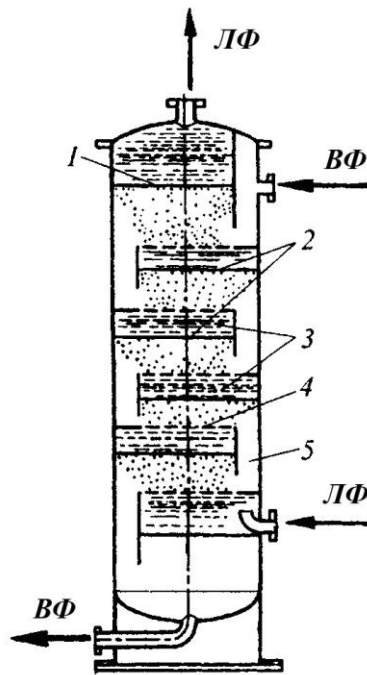


Рисунок 3.2 – Сітчастий екстрактор:

- 1 – поверхня поділу фаз (при диспергуванні легкої фази); 2 – межа коалесценції крапель; 3 – підпирний шар; 4 – перфорована тарілка;  
5 – переливний пристрій

Сітчасті гравітаційні екстрактори характеризуються високою продуктивністю (поступаючись лише колонам-розпилювачам), а також надійністю в роботі. Поздовжнє перемішування в цих екстракторах незначне завдяки секціонуванню. Водночас їх не застосовують для оброблення рідин із малою різницею густин (орієнтовно значення різниці повинне становити не менше ніж  $50 \text{ кг/м}^3$ ) або таких рідин, які містять тверді домішки кількістю більше ніж  $0,1 \%_{\text{мас}}$ .

У насадкових колонах для зменшення поздовжнього перемішування екстрактор заповнюють насадкою, яка разом зі збільшенням площі, на якій відбувається процес, виконує функції прискорення коалесценції та диспергування крапель. Насадкові колони застосовують в основному для систем, які не мають включень твердої фази. У них досягається вилучення, яке відповідає декільком теоретичним ступеням розділення.



### 3.2.2 Колонні екстрактори з підведенням енергії

Роторні колонні екстрактори – роторно-дискові, роторні з мішалками та горизонтальні роторні агрегати широко впроваджені в технології хімічної промисловості. Основними перевагами цього обладнання є:

- висока інтенсивність масопередачі, зокрема під час оброблення систем, які складаються з рідин із підвищеною в'язкістю, й тих, що відрізняються великими значеннями відношення міжфазового натягу до різниці густин фаз;
- гнучкість у роботі, яку обумовлює можливість варіювання інтенсивністю масопередачі та продуктивністю за рахунок частоти обертання ротора;
- можливість експлуатації машин великої одиничної потужності, що характеризуються високою надійністю в роботі;
- прийнятна чутливість до помірному вмісту домішок твердої фази в рідині.

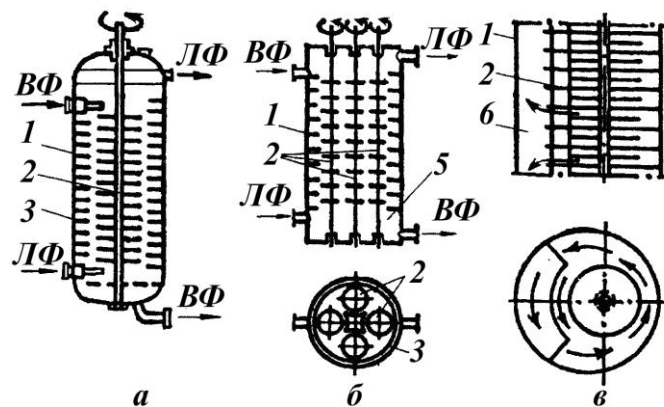


Рисунок 3.3 – Схеми роторно-дискових екстракторів: *а* – з одним ротором; *б* – багатороторний; *в* – асиметричний роторний; 1 – корпус; 2 – ротор із плоскими дисками; 3 – відстійні кільцеві секції; 4, 5 – верхня та нижня розділові камери відповідно для відстоювання та відведення легкої та важкої фаз; 6 – бічна камера для розділення та виведення фаз

У роторно-дискових екстракторах по осі колони обертається ротор-вал, на який насаджені плоскі диски, що перемішують рідину (рис. 3.3). Колона поділяється на секції кільцевими перегородками, закріпленими на стінках обичайки машини, причому диски знаходяться на середині висоти кожної секції. Рі-

динні фази, що рухаються протитечійно, змішуються в кожній секції.

Під час руху рідини, яка обтікає нерухомі кільцеві перегородки, що обмежують секції, та під стінками обичайки відбувається певне розділення. У верхній та нижній частинах колони знаходяться відстійні зони. Висота робочої зони (ділянка з кільцевими перегородками та дисками) визначається властивостями екстракційної системи, яка проходить оброблення, тобто кількістю теоретичних ступенів для розділення компонентів.

Продуктивність та ефективність роторно-дискового екстрактора залежить від частоти обертання ротора, співвідношення розмірів дисків та кільцевих перегородок, відстані між ними, співвідношення між витратами фаз.

*Роторні колони з мішалками* застосовують для інтенсифікації процесу масообміну екстракційних процесів за рахунок збільшення міжфазової поверхні. Мішалки розміщено на центральному валу (рис. 3.4). Секціонування здійснюється за рахунок горизонтальних кільцевих перегородок. У верхній та нижній частинах колони відбувається відстоювання.

Для підвищення турбулентності рідини в колонах установлюють відбивні перегородки. Оптимальна частота обертання вала мішалки визначається для кожної системи індивідуально.

Колони з механічним перемішуванням характеризуються простотою конструкції перемішувального пристрою, малою витратою енергії, простотою обслуговування та низькою чутливістю до наявності твердих домішок. Вартість механічних екстракційних колон, як правило, на 30–50 % нижча за тарілчасті та насадкові.

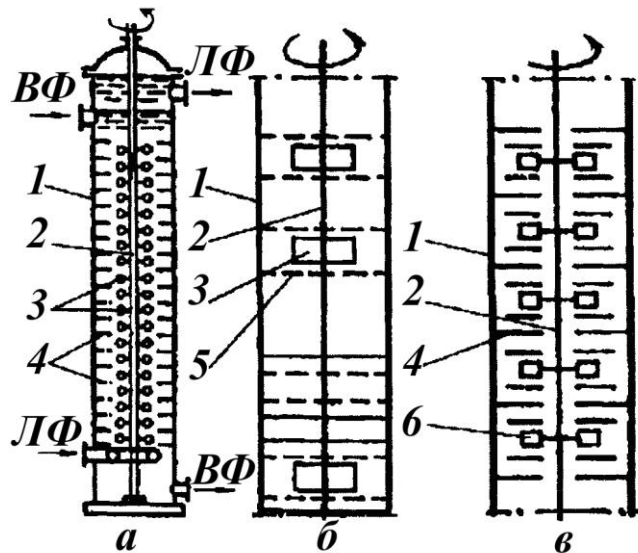


Рисунок 3.4 – Схеми екстракційних колон із мішалками: *а, б* – із плоскими лопатевими мішалками; *в* – із турбінними мішалками; *1* – корпус; *2* – вал; *3* – плоскі лопатеві мішалки; *4* – кільцеві перегородки; *5* – перфоровані перегородки; *6* – турбінні мішалки

До горизонтальних роторних екстракторів належить горизонтальний екстрактор-розбризкувач черпакового типу (рис. 3.5).

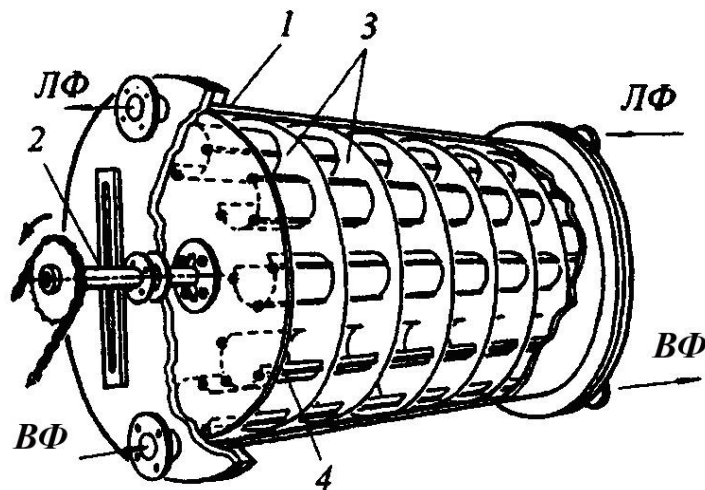


Рисунок 3.5 – Горизонтальний роторний екстрактор

Усередині горизонтального циліндричного корпусу *1* на центральному валу *2* змонтовано диски *3*, між якими розміщено ряд черпаків (ковшів) *4*. Рідина рухається протитечію по периферійному щілинному простору між стінкою корпусу *1* екстрактора та черпаками *4*. Переріз щілинного каналу для про-

ходження рідин вибирають таким, щоб загальний перепад тиску був незначним, але достатнім для мінімального поздовжнього перемішування. При повільному обертанні ротора кожна з фаз диспергує одна в одній, що є принциповою особливістю машини цієї конструкції.

В основу принципу роботи *вібраційних екстракторів* покладено пульсації малої амплітуди та високої частоти (рис. 3.6). Перемішування фаз здійснюється засобами рухомих механічних органів, розміщених усередині колони (пакета тарілок з отворами). Тарілки в колоні кріпляться до загального стрижня і здійснюють зворотно-поступальний рух.

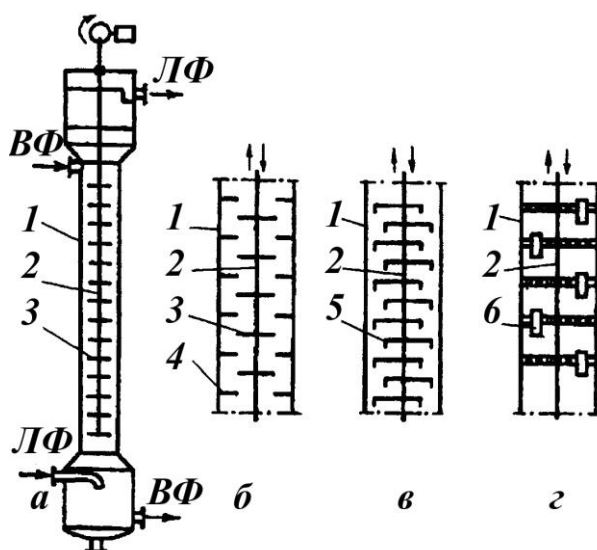


Рисунок 3.6 – Схеми вібраційних колон: *а* – із перфорованими тарілками; *б* – із тарілками та кільцевими перегородками; *в* – із відбортованими тарілками; *г* – із тарілками, оснащеними переливними пристроями; *1* – корпус; *2* – шток; *3* – перфорована тарілка; *4* – кільцева перегородка; *5* – тарілка з відбортовуванням; *б* – тарілка з переливним пристроєм

Поздовжнє перемішування у вібраційній колоні збільшується з підвищенням частоти вібрацій, діаметра отворів у тарілках та відстані між ними. Для зменшення поздовжнього перемішування в конструкції цих агрегатів вібруючі тарілки займають не весь переріз апарата, а суцільна фаза рухається не через отвори в тарілках, де утворюються краплі, а по простору між тарілками.

Для компромісного вирішення питання, пов'язаного із значеннями грани-

чної продуктивності та інтенсивності масо передачі, розроблена конструкція вібраційного екстрактора, який набув промислового впровадження. У корпусі 1 колони на центральному штоку 2 вібрує пакет сітчастих тарілок 3, що мають зрізані сегментоподібні кромки на протилежних кінцях суміжних тарілок (рис. 3.7 а). При цьому в суміжних тарілках утворюються канали, зміщені один до одного на  $180^\circ$ , отже, взаємний напрям руху фаз у колоні наближається до перехресного.

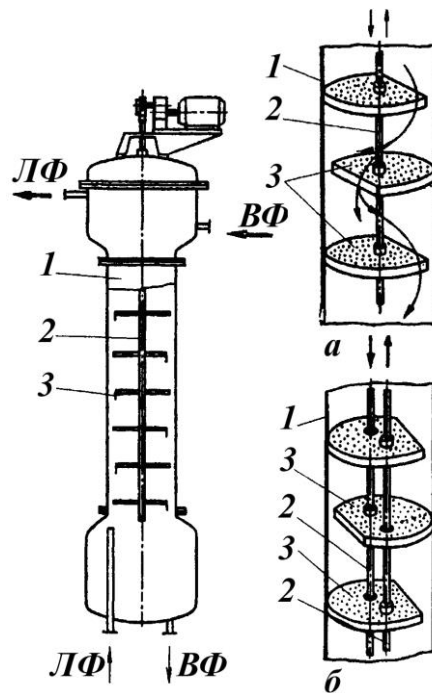


Рисунок 3.7 – Вібраційні екстрактори: а – динамічно неврівноважений; б – динамічно врівноважений; 1 – корпус; 2 – шток; 3 – сітчаста тарілка із зрізаним сегментом

Такий самий принцип дещо інакше реалізовано в динамічно урівноваженому екстракторі (рис. 3.7 б), де реалізується зустрічний рух фаз по сусідніх тарілках.

Тарілки поділяються на дві рівні групи, причому тарілки однієї групи чергуються з тарілками іншої. Кожна група має самостійні приводи, штоки яких вільно (із зазором) проходять крізь отвори тарілок іншої групи.

Штоки з'єднано з колінчастим валом. Кривошипи вала надають двом групам тарілок зворотно-поступального руху, який зміщено за фазою на  $180^\circ$ .

Недоліком усіх вібраційних екстракторів (порівняно з пульсаційними) є необхідність виконання зазору між кромками вібрувальних тарілок та внутрішньою поверхнею стінок машини. Наявність зазору посилює поздовжні переміщення та поперечну нерівномірність, причому негативний вплив байпасного руху рідин через зазор може виявитись істотним у машинах значної одиничної потужності.

Конструкція *пульсаційних сітчастих колон* складається, власне, з технологічного апарата, пневматичної системи пульсацій, що містить пульсаційну камеру (акумулятор енергії імпульсів), пульсопровід (передавач імпульсів), генератор імпульсів (пульсатор) та допоміжне устаткування.

Генератор імпульсів через пульсопровід генерує в пульсаційній камері імпульси певної потужності та приводить у коливальний рух рідинну систему. Під час руху пульсуючого потоку через вбудовані до апарата нерухомі пристрої забезпечуються необхідний гідродинамічний режим руху потоку та змішування фаз. Колони працюють при протитечійному та прямотечійному рухах фаз (рис. 3.8).

Колону оснащено сітчастими тарілками без патрубків для перетікання диспергуючої фази (рис. 3.9). Як пульсатор, що забезпечує коливальні рухи невеликої амплітуди ( $a = 10\text{--}25$  мм) та частоти  $f$ , найчастіше застосовують безклапанний поршневий насос, сполучений трубою з днищем колони (рис. 3.9 а) або з лінією подачі легкої фази (рис. 3.9 б). Із пульсацією рідини відбувається багатократне тонке диспергування однієї з фаз, що обумовлює інтенсивну масопередачу. Крім сітчастих екстракторів, застосовують пульсаційні насадкові колони. Для надійного відділення механізму пульсатора від робочого середовища під час оброблення хімічно агресивних, токсичних та радіоактивних речовин застосовують мембрану (рис. 3.9 в), сільфон (рис. 3.9 г) або пневматичний пристрій. В останньому випадку між поршнем пульсатора та колоною є шар повітря, що поперемінно розширюється та стискається, передаючи коливання рідині.

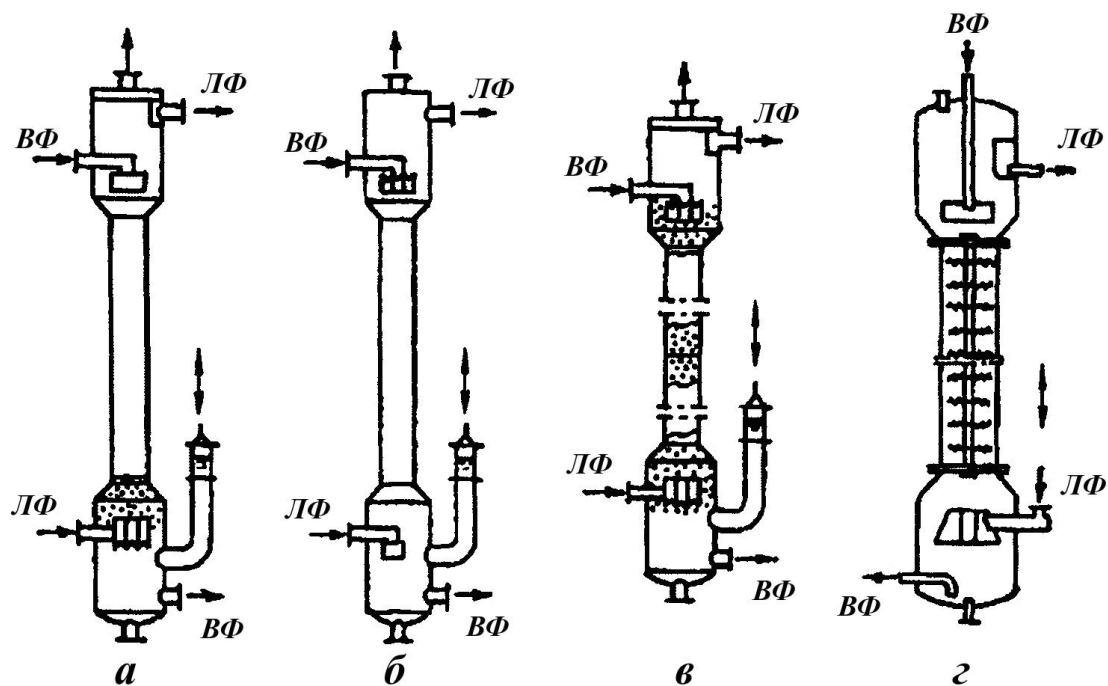


Рисунок 3.8 – Схеми пульсаційних колонних апаратів:

*а* – при диспергуванні легкої фази; *б* – при диспергуванні важкої фази;  
*в* – із двома суцільними фазами; *г* – із розподільною насадкою

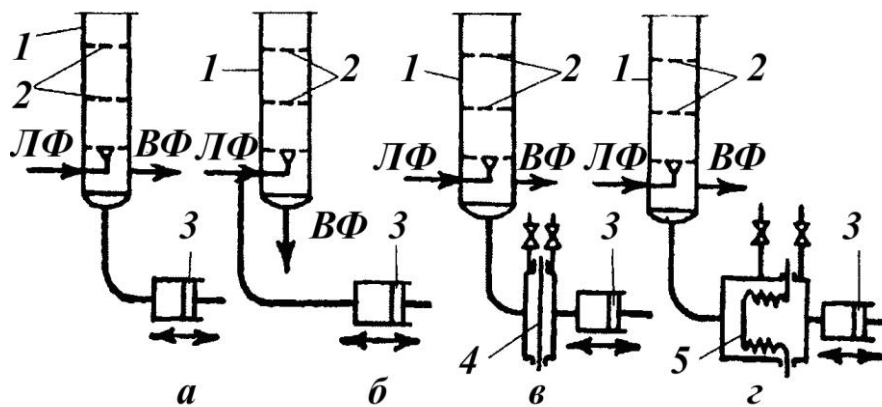


Рисунок 3.9 – Пульсатори: *1* – корпус екстрактора; *2* – перфорована тарілка;  
*3* – безклапанний поршневий насос; *4* – мембрана; *5* – сифон

Для поліпшення диспергування фаз у пульсаційних колонах установлюють розподільні насадки. Витрати потужності на перемішування в цьому обладнанні в кілька разів вищі, ніж в екстракторів із механічним перемішуванням. Саме тому їх застосування виправдане лише в дуже специфічних випадках, наприклад, коли особливі технологічні умови вимагають дистанційного керуван-

ня або неможливо обслуговувати рухомі частини безпосередньо в робочій зоні. Такі апарати розраховані на продуктивність до 5–10 м<sup>3</sup>/год.

Основною перевагою пульсаційних колон є можливість рівномірного збільшення турбулентності потоків за всім робочим об'ємом, унаслідок чого одержують краплі однакового розміру.

У пульсаційних насадкових екстракторах інтенсифікація процесу досягається за рахунок турбулізації рідини та збільшення поверхні контакту фаз під дією пульсацій при багаторазових зіткненнях крапель із насадкою та деформації крапель. Насадкові колони з пульсацією можуть стабільно працювати забезпечуючи інтенсивність масообміну, в декілька разів більшу, ніж гравітаційні насадкові колони. Основна сфера їх застосування – оброблення рідин, що вимагають повної ізоляції обслуговуючого персоналу від робочого середовища; крім того, вони більше пристосовані для роботи на забруднених рідинах, ніж звичайні насадкові колони, але менш придатні для рідин, що легко емульгуються.

### 3.2.3. Змішувально-відстійні екстрактори

Горизонтальні змішувачі-відстійники – це відомі та перевірені в експлуатації екстракційні апарати. Конструкція таких екстракторів складається з ряду ступенів, причому кожен містить змішувальну та відстійну камери, в яких фази рухаються проточією, тоді як апарат у цілому працює за принципом протічійного руху фаз. Для безперервно діючих горизонтальних змішувачів-відстійників із механічним перемішуванням характерні такі переваги:

- висока ефективність ступенів, що наближається до ефективності рівноважного (теоретичного) ступеня;
- гнучкість конструкції, що дозволяє в разі потреби легко змінювати кількість ступенів апарата;
- придатність для роботи в широких діапазонах зміни фізичних властивостей та об'ємного співвідношення фаз;
- легке масштабування;
- збереження концентрацій фаз за ступенями після зупинення, що забезпечує швидке введення апарата до нормального режиму експлуатації.



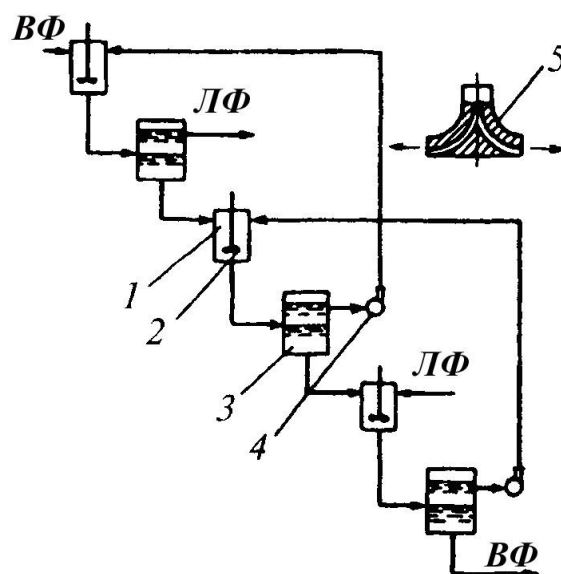


Рисунок 3.10 – Екстрактор Еделеану: 1 – змішувальна камера; 2 – мішалка; 3 – відстійна камера; 4 – насос; 5 – патрубок уведення емульсії до відстійної камери

*Екстрактор змішувач-відстійник Еделеану* (рис. 3.10). Конструкція цього екстрактора являє собою каскад окремо розміщених змішувальних 1 та відстійних камер 3. Важка фаза в ньому перетікає самопливом, легка – подається насосами. Недоліками апарата є необхідність підтримання певного рівня поділу фаз у кожній секції, значна площа, яку він займає, та наявність двох різних механізмів для кожного ступеня.

*Насосно-відстійні екстрактори* не мають змішувальних камер, замість них установлюються насоси, що дозволяють зменшити об'єм апарата (рис. 3.11 а). Крім того, високий ступінь диспергування фаз у насосах забезпечує мінімальний час контакту. Вдосконалення конструкційних апаратів сприяло створенню однокорпусного екстрактора (рис. 3.11 б, в). Загальний недолік насосно-відстійних екстракторів – наявність великої кількості механізмів, що потребують обслуговування, та можливість втрат реагентів через ущільнення.

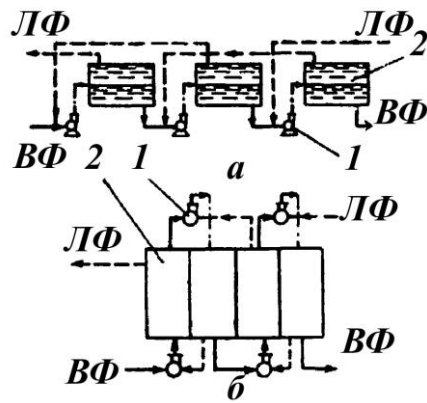


Рисунок 3.11 – Схеми насосно-відстійних екстракторів:

*a* – із рознесеними відстійними камерами; *б* – однокорпусний:

*1* – насос; *2* – відстійна камера

Змішувально-відстійні екстрактори застосовують на роздільних установках різної продуктивності. У такому агрегаті інтенсивність змішування, поверхня масообміну та рух важкої фази забезпечуються імпелерною мішалкою *б* (рис. 3.12 а). Легка фаза рухається самопливом або примусово (рис. 3.12 б, в).

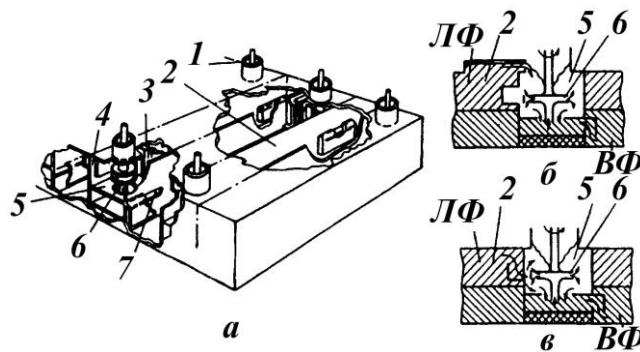


Рисунок 3.12 – Змішувач-відстійник та різні схеми надходження легкої фази:

*a* – змішувач КАРЛ; *б* – примусове надходження; *в* – надходження самопливом;

*1* – гідрозасув мішалки; *2* – відстійна камера; *3* – жалюзі; *4* – отвір для перетікання легкої фази; *5* – камера змішувача; *б* – імпелерна мішалка; *7* – отвір для перетікання важкої фази

Конструкція дозволяє здійснювати рециркуляцію будь-якої з фаз. Крім того, в цьому обладнанні регулювання рівня поділу на виході важкого компонента можна проводити засобами спеціальної камери, що зазнає додаткового тиску повітря. Для ряду галузей хімічної промисловості сьогодення вимагає

змішувально-відстійних екстракторів із великою продуктивністю (1 000–1 500 м<sup>3</sup>/год та більше), що складаються з десятків ступенів.

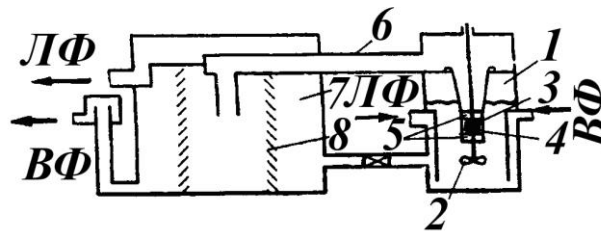


Рисунок 3.13 – Схема змішувально-відстійного екстрактора:

1 – змішувач; 2 – мішалка; 3 – осьовий насос; 4 – труба-дифузор; 5 – напрямні лопатки; 6 – прямокутний лоток; 7 – відстійник; 8 – заспокійливі перегородки

На рисунку 3.13 показано схему змішувально-відстійного екстрактора з роздільними перемішувальними і транспортувальними пристроями на одному валу.

Для оброблення систем, які легко емульгуються та чутливих до зусиль різання, що створюються мішалкою, розроблено промислові агрегати, в яких ефективний час перебування становить лише 10–20 с. Змішувач-екстрактор такого типу має циліндричний корпус 1, оснащений мішалкою 2, що одночасно виконує функції як змішувача, так і насосного пристрою (рис. 3.14).

Діаметр мішалки становить 70–90 % від діаметра змішувача. Ця мішалка (з великою кількістю лопаток) знаходиться між двома нерухомими горизонтальними дисками 3. Над мішалкою та під нею розміщено рециркуляційні камери 4. Для прискорення циркуляції за траєкторіями, позначеними стрілками, камери оснащують криволінійними перегородками. За цих обставин швидкості рідин при рециркуляції на порядок вищі за швидкість під час надходження до мішалки. Зверху об'єм змішувача обмежений глухою коаксіальною циліндричною кришкою 6. Над нею розміщений периферичний кільцевий канал 7, яким емульсія піднімається, а потім по переливній трубі 8 надходить тангенціально до компактного відстійника. Камера відстійника поділена нерухомими перегородками, нахиленими під невеликим кутом у напрямі руху емульсії, на 40–50 відсіків, завдяки цьому відстоювання проходить у шарах завтовшки 20–30 мм. Про-

дуктивність апарата (при діаметрі 1 270 мм) становить 200 м<sup>3</sup>/год.

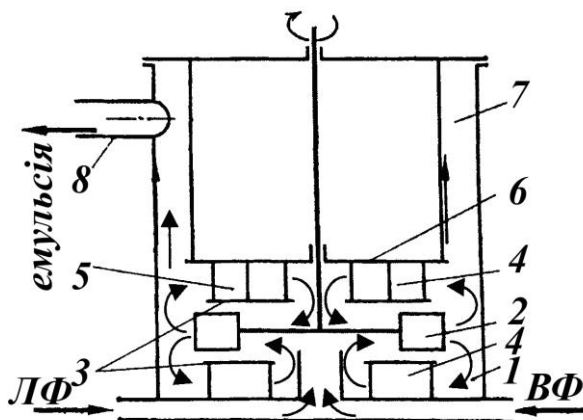


Рисунок 3.14 – Схема змішувально-відстійного екстрактора малого часу контакту фаз: 1 – корпус; 2 – мішалка; 3 – диски; 4 – камера; 5 – лопатки; 6 – кришка; 7 – канал; 8 – труба

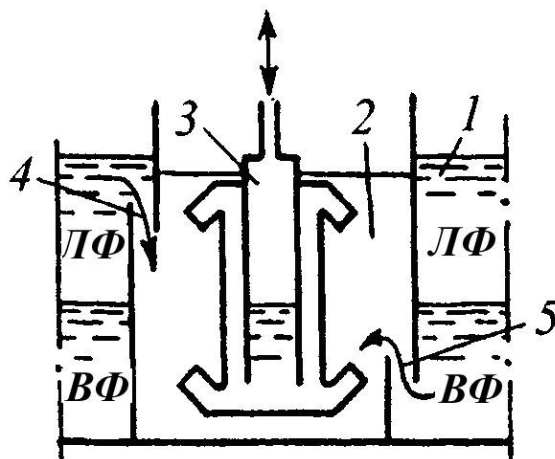


Рисунок 3.15 – Схема змішувально-відстійного пульсаційного екстрактора: 1 – відстійна камера; 2 – змішувальна камера; 3 – пульсаційний перемішувальний пристрій; 4, 5 – перетічні отвори для ЛФ та ВФ

*Змішувально-відстійні пульсаційні екстрактори* мають нерухомі перемішувальні й транспортувальні пристрої (рис. 3.15). Їх застосовують у ряді випадків, коли наявність у реакційній зоні рухомих елементів (мішалок) не допускається, наприклад при переробленні високотоксичних, летких та корозійних речовин.

Основні переваги змішувально-відстійних пульсаційних агрегатів:

- можливість досягнення необхідної кількості ступенів контакту та не-

обхідного часу контакту в кожному ступені;

- незначний вплив зміни навантаження на технологічні показники процесу (ККД, віднесення фаз);
- можливість експлуатації на різних системах без зміни конструкції машини;
- однакові гідродинамічні характеристики кожної секції;
- невелика висота.

До недоліків пульсаційних змішувально-відстійних агрегатів належать:

- непридатність для систем, здатних до утворення стійких емульсій;
- велика площа відстійника для розділення фаз;
- значна тривалість періоду виходу на стаціонарний режим роботи;
- збільшена кількість некондиційного продукту через значний об'єм екстрагенту в агрегаті.

#### *3.2.4. Відцентрові диференціально-контактні екстрактори*

Відмітними ознаками відцентрових екстракторів є істотне прискорення процесів змішування та розділення рідких фаз під дією відцентрових сил та відповідно малий час (секунди) перебування рідин, що розділяються. Ці екстрактори добре працюють на системах «рідина – рідина» з малою різницею густин та при малій об'ємній частині екстрагенту. Зазначені переваги мають вирішальне значення при виборі відцентрових екстракційних машин для оброблення лабільних та речовин, здатних до легкого емульгування.

Відцентрові екстрактори поділяють на дві основні групи:

- диференціально-контактні, в яких процес відбувається при контакті рухомих зустрічних потоків фаз; контакт близький до безперервного;
- камерні, або дискретно-ступінчасті, – складаються з окремих ступенів (камер), у кожному з яких послідовно здійснюються змішування та розділення фаз, що рухаються протитечію.

Конструкція *екстрактора диференціально-контактного* типу, що належить до відцентрових екстракторів (рис. 3.16), складається з циліндричного ротора 7, закріпленого на порожньому горизонтальному валу 2. Ротор та вал обе-

ртаються з великою швидкістю ( $1\ 200\text{--}5\ 000\ \text{хв}^{-1}$ ) в опорах станини 3. Ротор поміщений до кожуха 4 зі знімною кришкою. На кінцях порожнистого вала є канали, через які легка та важка фази роздільно надходять до ротора та відводяться з нього. Вал приводиться в дію через клинопасову передачу 5.

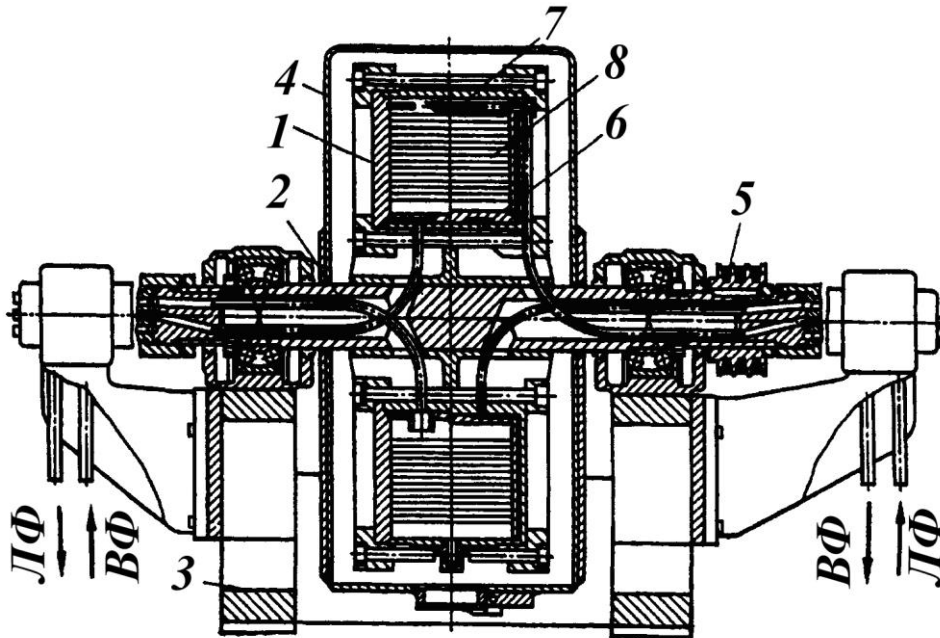


Рисунок 3.16 – Відцентровий диференціально-контактний екстрактор Подбільняка

Корпус ротора складається з внутрішньої та зовнішньої концентричних обичайок 6 та 7, закритих із торців бічними стінками. Усередині ротора знаходиться пакет концентричних циліндрів 8, розміщених із зазором щодо бічних стінок корпусу. У двох бічних дисках закріплені циліндри, що мають отвори (круглі плоскі, у вигляді коротких сопел або прямокутної форми з відбортовуванням), від чого істотно залежить ефективність розділення фаз. Отвори у суміжних циліндрах розміщені взаємно протилежними групами, що дозволяє продовжити шлях руху та збільшити тривалість контакту рідин.

Рідини, що взаємодіють, подають під надлишковим тиском через канали вала 2. При цьому важка рідина надходить до ротора через сопла у його внутрішній обичайці 6, а легка – через сопла в зовнішній 7. Рідини рухаються протитечійно через контактні елементи (циліндри), неодноразово перемішуються

та розділяються під дією відцентрових сил у каналах між циліндрами. Багатократне протитечійне перемішування фаз є характерною ознакою відцентрових екстракторів даного типу. Рафінат та екстракт відводяться через окремі коаксіальні канали в цапфах вала 2.

В інших відомих конструкціях диференціально-контактних відцентрових машин збільшення ефективності екстракції реалізується за рахунок продовження шляху, яким відбувається контакт рідин. До таких агрегатів належать вертикальні екстрактори «Альфа-Лаваль», у яких досягається ефективність розділення, що відповідає 3–20 теоретичним ступеням, а також горизонтальні екстрактори «Квадронік». Вітчизняні екстрактори – з одним ротором (ЕГН) та з двома роторами (ЕВД). Це екстракційне обладнання, яке реалізує в одному агрегаті розділення за компонентами екстракційних систем, для цього необхідно до шести (максимально – до восьми) теоретичних ступенів.

*Відцентрові екстрактори з одним ротором ЕГН.* Особливістю конструкції цих екстракторів є наявність у роторі двох пакетів контактних циліндрів з отворами, розділеними поздовжньою перегородкою. Пакети працюють паралельно. Площа отворів зменшується зі збільшенням діаметра співвісних циліндрів, а самі отвори виконані з урахуванням впливу на рух рідин у просторі між циліндрами коріолісового прискорення. Ці конструктивні вдосконалення дозволили зменшити гідравлічний опір, усунути утворення в роторі застійних зон, збільшити площу поверхні контакту фаз та підвищити ефективність роботи.

*Відцентровий екстрактор ЕВД* (рис. 3.17) має два співвісні ротори з незалежними приводами, розміщеними ззовні 1 та всередині 2.

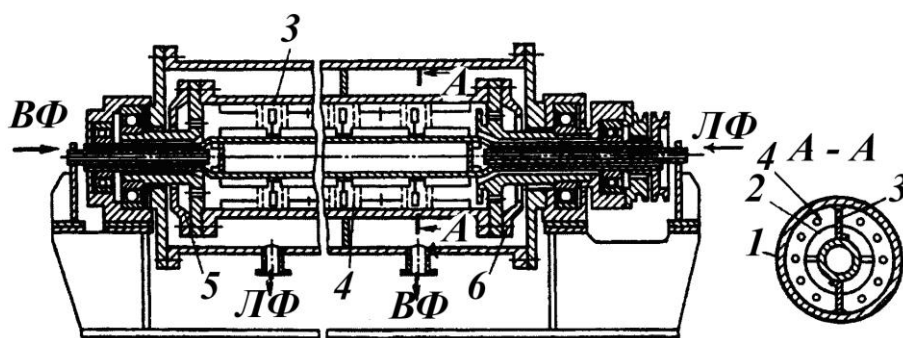


Рисунок 3.17 – Відцентровий екстрактор із двома роторами (ЕВД)

Ротори обертаються в один бік, але з різними швидкостями. Внутрішній ротор оснащено мішалками 3. На внутрішній поверхні ротора 1 є кільцеві перегородки 4 з отворами, за допомогою яких простір між роторами розділяється на змішувальні (відбувається перемішування фаз мішалками) та відстійні зони. Рідини надходять самопливом через протилежні цапфи ротора 2 та рухаються протитечійно. Вони послідовно змішуються та розшаровуються (з утворенням двох кільцевих шарів) у роторі 1. Зливання рідин здійснюється через переливи 5 та 6 до окремих камер кожуха машини, з яких вони відводяться. Регулювання інтенсивності змішування фаз, тобто підбір оптимальної швидкості масообміну, відбувається зміною різниць швидкостей обертання роторів 1 та 2. Розділення фаз відбувається під дією відцентрових сил під час обертання ротора 1. Транспортування фаз через агрегат відбувається також за рахунок різниці швидкостей обертання роторів 1 та 2.

### 3.2.5. Відцентрові ступінчасті екстрактори

Перевагою багатоступінчастих відцентрових екстракторів є менша кількість приводів в екстракційній установці. Це особливо важливо, коли екстракційна схема містить декілька десятків або сотень ступенів. До недоліків цих екстракторів необхідно віднести їх відносну складність у виготовленні та обслуговуванні, а також вартість цього обладнання.

За способом змішування фаз *багатоступінчасті відцентрові екстрактори* можна поділити на дві групи:

- подрібнення дисперсної фази відбувається в соплах різних конструкцій у гравітаційному полі;
- змішування фаз здійснюється засобами різних механічних пристроїв (мішалок, лопаток) у відцентровому полі.

До групи ступінчастих відцентрових екстракторів належить машина Лургі-Вестфалія. Основною конструктивною ознакою є два або три ступені змішувальних або роздільних камер.

*Триступінчастий екстрактор Лургі-Вестфалія* має ротор 1 із нижнім приводом 2 (рис. 3.18). Вузол 3 підведення та відведення рідин з отворами та



каналами нерухомо закріплено в кожусі екстрактора. Через отвори відбувається підведення та відведення рідин при їх переміщенні зі ступеня на ступінь.

Ступені відокремлено один від одного нерухомими роздільними тарілками 4. У кожному ступені знаходяться напірні диски 5 та 6, призначені для прямиоточійного змішування й транспортування рідин. Крім того, у ступені знаходиться пакет тарілок 7. Тонкошарове розділення рідин відбувається в просторах між ними. Траєкторія руху важкої фази показана суцільною лінією, легкої фази – пунктирною, а їх суміші – штрихпунктирною.

Початкові фази надходять до ротора самопливом. Важка фаза каналом 8 вузла 3 подається на ступінь I. Сюди ж, у простір під вузлом 3, зі ступеня II через диск 5'' та канал 9 надходить легка фаза.

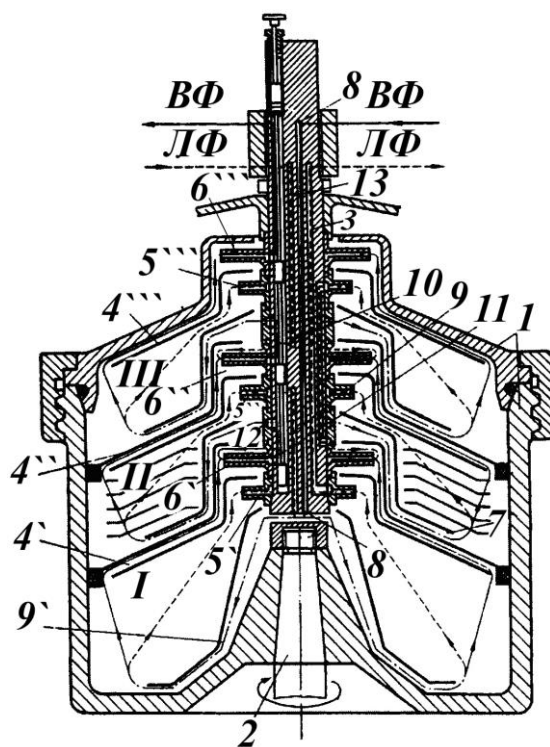


Рисунок 3.18 – Триступінчастий відцентровий камерний екстрактор Лургі-Вестфалія: I, II, III – ступені; 1 – ротор, 2 – привод ротора; 3 – вузол підведення та відведення рідин; 4', 4'', 4''' – роздільні тарілки; 5', 5'', 5''', 6', 6'', 6''' – напірні диски; 7 – тарілки; 8, 10, 11, 13 – канали; 9 – ребро; 12 – отвори тарілок

Суміш рідин рухається вниз через простір, розділений ребрами 9', та над-

ходить у простори між тарілками, де відбувається розділення фаз (пакет тарілок 7 умовно показаний лише в ступені II). Легка фаза під дією доцентрових сил виводиться зі ступеня I через диск 5', а важка – відкидається до периферії ступеня та прямує через канал під роздільною тарілкою 4' до диска 6'. До цього ж диска зі ступеня III (через диск 5''' каналом 10) подається легка фаза. Суміш рідин, що утворилася, прямує каналом 11 через отвори 12 до простору між ребрами 4'', звідси вона надходить у міжтарілчасті простори ступеня II. Аналогічно відбуваються процеси змішування та розділення фаз у ступені III, причому до напірного диска 6'' каналом 13 надходить початкова легка фаза (як правило, свіжий екстрагент). Важка фаза відводиться з машини верхнім диском 6''', а легка – нижнім 5'.

Таким чином, у межах кожного ступеня здійснюється прямотечійне змішування фаз, тоді як робота агрегату в цілому відбувається за принципом протитечійного руху. У кожному ступені за дуже короткий час контакту практично досягається фазова рівновага. Відповідно ефективність одного ступеня дуже близька або дорівнюватиме одному теоретичному ступеню розділення.

*Одноступінчасті відцентрові екстрактори ЦЕНТРЕК*, що мають загальні для відцентрових екстракторів переваги, характеризуються ще й додатковими (порівнюючи із багатоступінчастими):

- легко компонуються в установки з різною кількістю ступенів;
- легко здійснюється керування установкою з будь-якою кількістю ступенів;
- при зупиненнях каскадів, що складаються з одноступінчастих відцентрових екстракторів, розчини залишаються в ступенях, фронт концентрацій каскадом при цьому не порушується, подальший пуск із виходом на стаціонарний режим відбувається дуже швидко;
- мають простішу конструкцію та, що особливо важливо, простіші демонтаж, ремонт і заміну несправного ступеня;
- можуть мати більшу продуктивність, аніж багатоступінчасті.

*Відцентрові модульні та блокові екстрактори ЕВЦ* виготовляються в

трьох виконаннях:

- у корпусі об'єднано: перетікання між ступенями, кільцеві збірники фаз та камери змішувачів (блоковий відцентровий екстракційний агрегат ЕВБ80-4 продуктивністю до 0,4 м<sup>3</sup>/год) (рис. 3.19 а).

Така конструкція придатна для екстракторів незначної продуктивності;

- у корпусі об'єднано: перетікання між ступенями та змішувальні камери (блоковий відцентровий екстракційний агрегат ЕВБ400-4 із продуктивністю до 20 м<sup>3</sup>/год) (рис. 3.19 б).

Екстрактор призначений для процесів із повільною масопередачею;

- у корпусі об'єднані лише перетікання між ступенями (блоковий відцентровий екстракційний агрегат ЕВБ 125-6 продуктивністю до 1,5 м<sup>3</sup>/год).

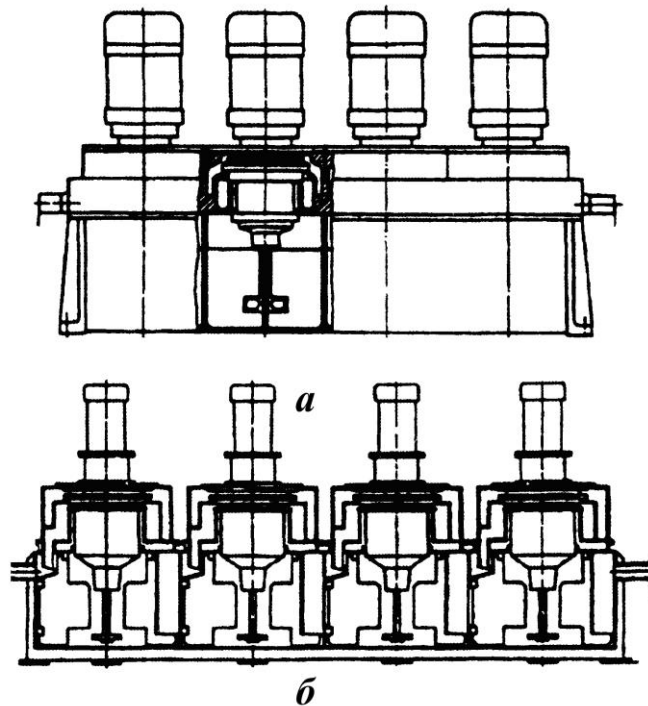


Рисунок 3.19 – Чотириступінчастий блоковий екстракційний агрегат:

*а* – ЕВБ80-4; *б* – ЕВБ400-4

### 3.3. Обладнання для екстрагування з твердої фази

Екстрактори, що працюють із твердою фазою, застосовують для вилучення цільових компонентів із твердих (як правило, пористих) матеріалів розчин-

никами та відділення одержаних розчинів від відпрацьованих твердих пористих речовин. Необхідно відзначити, що в сучасному хімічному машинобудуванні немає єдиної точки зору щодо розмежування понять «розчинення», «вилуговування», «екстрагування». У багатьох випадках узагальнювальним терміном вважають екстрагування – спосіб розділення суміші рідких або твердих речовин за допомогою розчинників.

Розчинення необхідно вважати простим варіантом процесу екстрагування з твердої фази (тверде тіло однорідне та повністю складається з речовини, що є розчинною в цій рідинній фазі).

Процеси екстрагування та вилуговування характеризуються тим, що під час їх проведення початкова тверда фаза завжди містить як розчинні (цільові компоненти), так і нерозчинні (твердий каркас-носії) речовини. При екстрагуванні продукти, які вилучаються, дифундують із пор сировинної твердої фази до її поверхні.

Процес розчинення, як правило, складається із трьох стадій:

- перенесення розчинника до поверхні, на якій відбувається його взаємодія з речовиною, що розчиняється;
- власне хімічна реакція та утворення сольватів;
- відведення продуктів реакції від реакційної поверхні.

*Екстракційні процеси з твердою фазою* часто називають *дифузійними*, оскільки рушійною силою перенесення цільових компонентів із початкової суміші до екстрагента є різниця концентрацій. Як і всі дифузійні процеси, екстрагування залежить від температури та інших чинників, що визначають фізичні умови процесу.

Температура істотно впливає на кінетику екстрагування: з її підвищенням збільшується швидкість вилучення, проте через властивості сировинних матеріалів у промисловій практиці звичайне екстрагування проводять за помірних температур (нижче ніж 150 °C) або навіть за температур, нижчих від температури довкілля (зрідженими газами – як екстрагентами). Швидкість дифузійного вилучення істотно залежить від величини енергії активації  $E_{акт}$ , що є усередне-

ною характеристикою процесу. Застосування підвищених температур дозволяє проводити екстрагування при менших швидкостях екстрагента: з підвищенням температури процесу до 60 °С швидкість обтікання частинок основним потоком розчинника можна зменшитися в 1,5–2 рази. На практиці екстрагування, як правило, проводять за атмосферного тиску та лише в окремих випадках (при великій леткості екстрагента) – за підвищеного.

Під час проведення екстрагування, вилуговування або розчинення застосовують ряд допоміжних процесів: підготовку сировини; підготовку та регенерацію екстрагента; перемішування, а також розділення суспензій відстоюванням, центрифугуванням, кристалізацією та ін.

Існує багато моделей екстракційних процесів для умов безупинної або періодичної їх реалізації, а також для різного напрямку основних потоків (прямо- і протитечійно, перехресного руху) початкового матеріалу та екстрагента.

Гідродинаміка процесів тісно пов'язана з виявленням структури потоків, установленням впливу їх відносних швидкостей, перемішуванням, наявністю застійних зон та визначає основні енергетичні витрати на реалізацію процесу.

### *3.3.1. Класифікація екстракторів, призначених для твердої фази*

Екстрактори для роботи з твердою фазою можна систематизувати за такими класифікаційними ознаками:

- за режимом роботи:
  - періодичної дії;
  - напівперіодичної дії;
  - безупинної дії;
- за взаємним напрямом руху екстрагента та твердої фази:
  - протитечійні;
  - прямотечійні;
- за характером процесу:
  - з періодичним процесом;
  - із процесом повного змішування;
  - із процесом у шарі;

- комбіновані;
- за характером циркуляції екстрагента:
  - з одноразовим проходженням;
  - із рециркуляцією екстрагента;
  - зрошувальні;
- за значенням тиску в екстракторі:
  - обладнання, що працює під атмосферним тиском;
  - обладнання, що працює під вакуумом;
  - обладнання, що працює з надлишковим тиском;
- за властивостями сировинної твердої фази:
  - обладнання для грубозернистих;
  - обладнання для дрібнозернистих;
  - обладнання для тонкодисперсних;
  - обладнання для пастоподібних;
  - обладнання для волокнистих та інших матеріалів;
- за гідродинамічним характером процесу, що відбувається в обладнанні:
  - із нерухомим шаром твердих частинок;
  - із рухомим шаром твердих частинок;
  - зі зваженим шаром твердих частинок.

За напрямком та способом транспортування твердого матеріалу та екстракту конструкції апаратів поділяють на шість основних типів: карусельні, конвеєрні, вертикальні колонні, горизонтальні шнекові та лопатеві, барабанні, змішувально-роздільні екстракційні установки.

Крім того, екстрактори класифікують на дві великі групи:

- апарати з механічними транспортувальними пристроями;
- апарати, в яких для транспортування контактуючих фаз застосовується енергія рідкої або парової (газової) фази, що бере участь у процесі та надходить ззовні.

### 3.4. Конструкції агрегатів екстракції з твердої фази

#### 3.4.1. Машини з механічними транспортувальними пристроями

Екстрактори з механічними транспортувальними пристроями, у свою чергу, поділяють на карусельні, конвеєрні та колонні.

*Карусельні екстрактори* працюють за принципом періодичного заповнення матеріалом, який екстрагується, з подальшим спорожненням окремих секцій. У карусельному екстракторі з притискними ґратами горизонтальний ротор утворений зовнішньою 1 та внутрішньою 2 циліндричними стінками та розділений радіальними перегородками на секції (рис. 3.20). У нижній частині ротора розміщені нерухомі дренажні ґрати 3, оснащені вікном для вивантаження твердого залишку.

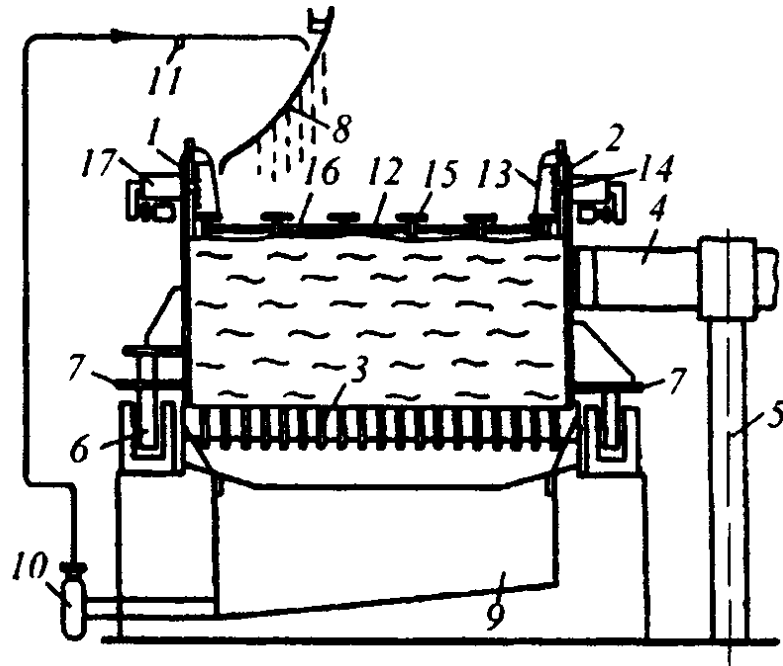


Рисунок 3.20 – Схема карусельного екстрактора з притискними ґратами

Ротор закріплений засобами хрестовини 4 на осі 5. Він спирається на ролик 6 через кільцеві опори 7. Ротор періодично обертається за допомогою двох пар гідроциліндрів, розміщених у діаметрально-протилежних точках. Протитечійна циркуляційна система розчинника складається зі зрошувачів 8, збірників-піддонів 9, циркуляційних насосів 10 та трубопроводів 11. Зрошувач 8 установлений із нахилом листа з отворами (для відведення частинок, що осіли в розчиннику).

Кожну контактну секцію екстрактора оснащено притискними ґратами 12 із храповими зубчастими затискачами 13 та штифтами 14, що фіксуються на стінках ротора. Притискні ґрати 12 складаються з поздовжніх Т-подібних колодників 15, сполучених поперечними круглими стрижнями 16. Ґрати фіксуються на шарі матеріалу пружинами 17, вирівнюючи шар матеріалу й тим самим покращуючи умови змочування та контакту фаз.

У карусельному екстракторі із шибєрними секторними секціями кожен сектор-шибєр 1 днища відповідає в плані розмірам секції ротора 2 (рис. 3.21), перекриваючи який, утворює закриту знизу камеру 3 для сировинного матеріалу. Розвантаження відбувається через шахту 4. Сектори днища спираються роликками на кільцеву напрямну 5 та в міру заповнення твердою фазою періодично приводяться в рух штовхачем 6. Після вивантаження закрита камера 3 переміщується під розвантажувальний пристрій 7, а розвантажений сектор (без сектора-шибєра) займає її місце в проміжку між зонами завантаження та вивантаження. Далі цикл повторюється.

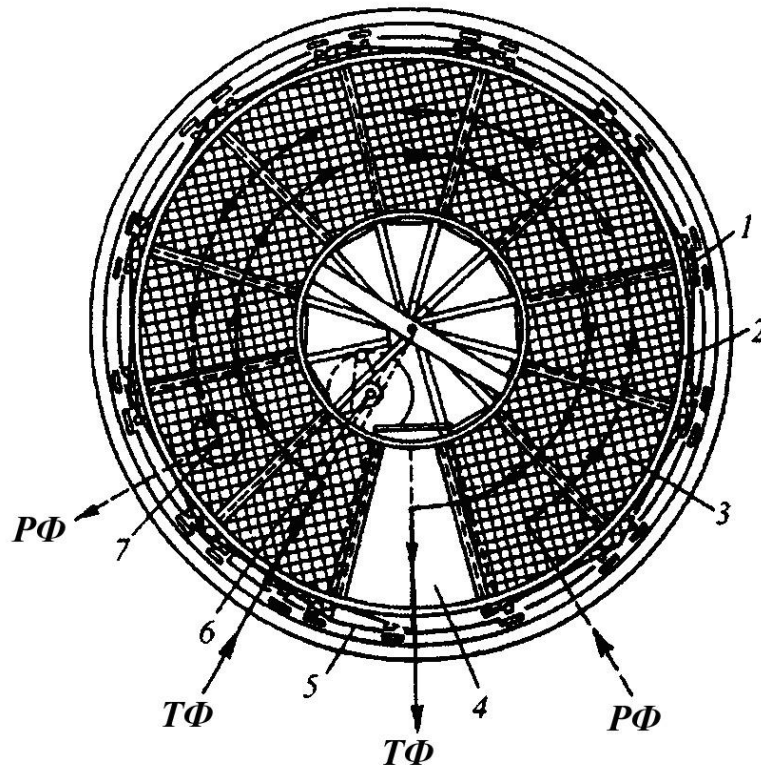


Рисунок 3.21 – Схема карусельного екстрактора



Переваги карусельних екстракторів – дотримання проточного руху фаз, малий ступінь руйнування частинок у процесі екстрагування, прийнятне використання об'єму апарата, відносна простота конструкції.

У конвеєрних екстракторах транспортувальним органом може бути стрічковий горизонтальний, стрічково-рамний, ковшовий (секційний) або шнековий конвеєр. До того ж у різних конструкціях агрегатів поздовжня вісь конвеєра, а також корпус можуть бути розміщені вертикально, горизонтально або під кутом нахилу до горизонту.

У зрошувальному стрічковому екстракторі (рис. 3.22) подрібнений твердий матеріал із бункера 1 надходить на стрічковий конвеєр 2 з отворами. Свіжий екстрагент подається до лівого розпилювача 3, проходить упоперек шару дисперсного матеріалу, який рухається, та стікає до приймальної ємності 4. Насос 5 подає ще не повністю насичений екстракт на наступну ділянку шару матеріалу і так далі. Процес в обладнанні відбувається за складною схемою – перекресний рух фаз при переході від однієї ділянки до іншої та протитечійний рух у цілому. Основна перевага устаткування – висока ефективність.

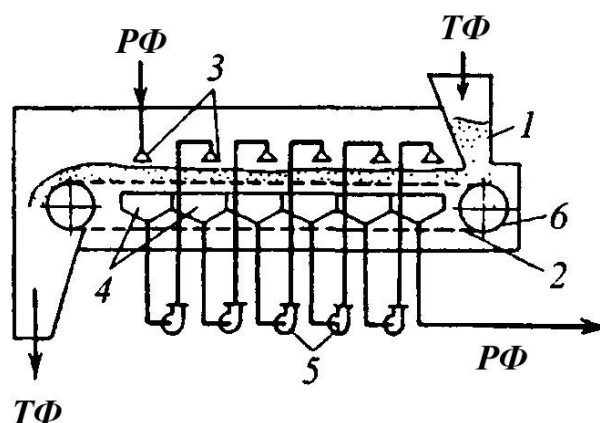


Рисунок 3.22 – Схема зрошувального стрічкового екстрактора

Вертикальний шнековий екстрактор для багатотоннажного виробництва, який працює за способом занурення, складається із завантажувальної колони 1, горизонтальної ланки 2 та екстракційної колони 3 (рис. 3.23). У середині корпусу екстрактора (у кожній колоні) розміщені робочі шнеки 4 з отворами, яким надають обертання електродвигуни 5 через відповідні редуктори. Вал горизон-

тального шнека виконаний як одне ціле з віссю редуктора.

У верхній частині шнекового вала колони 3 встановлено порожній вал 6, на нижньому кінці якого укріплено лопатковий скидач шроту 7. У середині верхньої частини колони 1 розміщено притискний кронштейн 8 для запобігання обертанню завантажувального твердого матеріалу разом зі шнеком. Для запобігання провертанню матеріалу горизонтальним шнеком та шнеком екстракційної колони 3 вздовж твірної циліндрів встановлено напрямні планки 9.

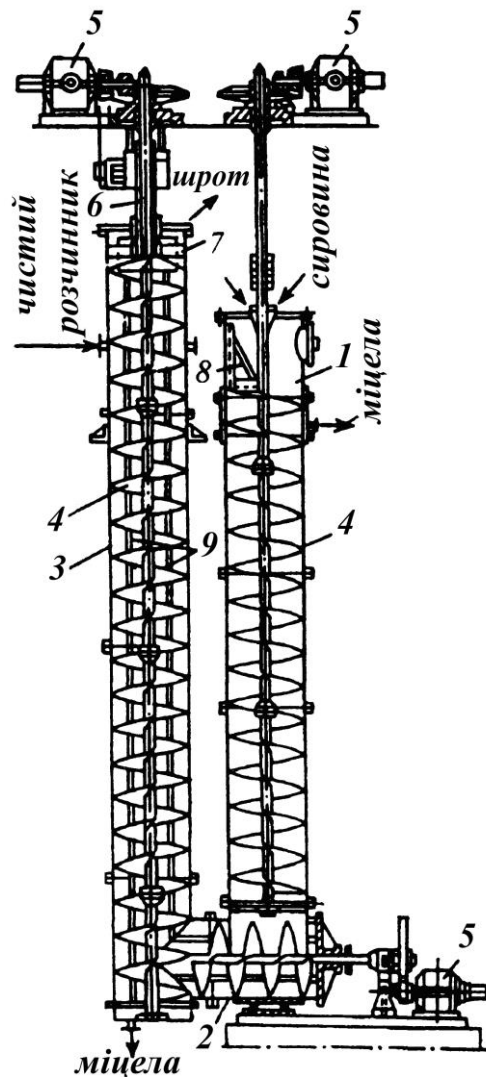


Рисунок 3.23 – Екстрактор НД-1250

До групи конвеєрних екстракторів можна також віднести двоколонні U-подібні екстрактори, баштові багатоколонні екстрактори «Ольє» та ковшові «Большман».

Горизонтальні шнекові екстрактори вдосконалюються розробленням пристроїв, що забезпечують покращання масообмінних характеристик шару твердого матеріалу. На рисунку 3.24 в горизонтальному екстракторі із секційними шнеками тверда фаза через завантажувальний бункер 1 надходить на суцільну частину шнека 2 і переміщується вздовж осі аж до першої секції. У секції пропелерною мішалкою 7 створюють циркуляційні потоки. Розчинна рідина і тверда фаза рухаються в межах секції замкненою траєкторією. У сусідніх секціях мішалки створюється рух у протилежних напрямках – усе це разом із перегородками та лопатями переривчастого шнека перешкоджає поздовжньому перемішуванню.

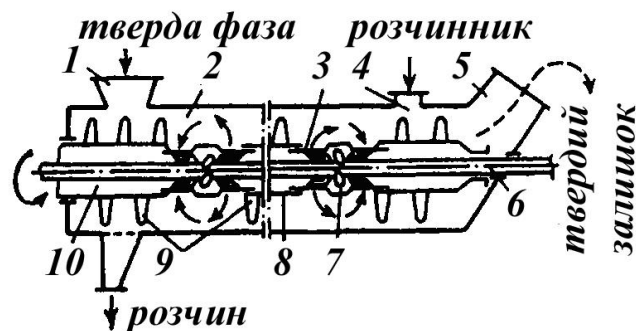


Рисунок 3.24 – Схема екстрактора із секційними шнеками:

- 1 – бункер; 2 – корпус; 3 – вікно; 4, 5 – штуцери введення рідини та відведення твердого залишку; 6 – суцільний вал; 7 – мішалка;  
8 – перегородка;  
9 – переривчастий шнек; 10 – порожнистий вал

Під час обертання переривчастого шнека тверда фаза послідовно переміщується з однієї секції до іншої, причому час перебування її в кожній секції визначається та регулюється частотою обертання шнека. Рідина неодноразово циркулює разом із твердим матеріалом по кожній секції та рухається протитечійно щодо результуючого руху твердої фази. На виході з останнього рівня тверда фаза підхоплюється суцільною частиною шнека і подається до розвантажувального пристрою.

Для інтенсифікації масообміну між рідиною і твердим тілом у процесах

промивання, екстрагування, вилуговування матеріалів органічного або неорганічного походження запропоновано апарат, схему якого наведено на рис. 3.25.

Конструкція складається із трубчастого корпусу 1 з елементами звужень, що чергуються. Ці елементи виконано у вигляді двох труб – 2 та 3, й розширень 4, з якими труби з'єднано похило.

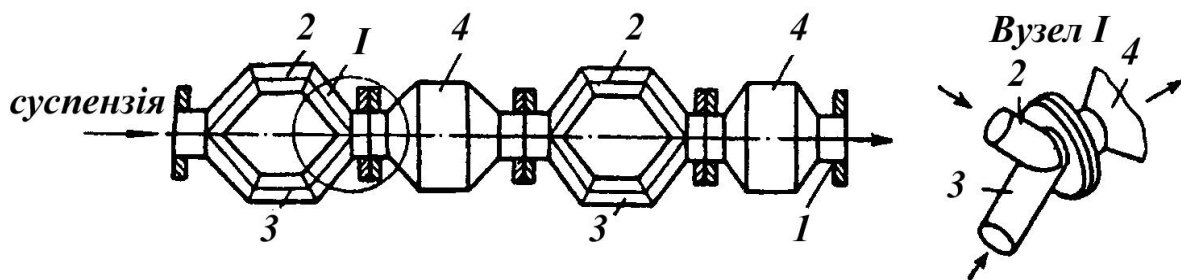


Рисунок 3.25 – Схема апарата для інтенсифікації масообміну в системі «рідина – тверде тіло»

При примусовому пропусканні суспензії з певною швидкістю через пристрій усередині труб 2 та 3, площа загального перерізу яких менша ніж площа елементів 4, створюються умови кавітації рідини. Перерізи елементів відповідають таким швидкостям руху рідини, яких досить для миттєвого закриття порожнин кавітації. У місцях з'єднання труб 2 та 3 з елементами 4 суспензія зазнає додаткових гідродинамічних зіткнень із зустрічними струменями.

Перевагою екстракторів конвеєрного типу є висока продуктивність, що дозволяє одержати продукт відносно низької собівартості.

*Колонні екстрактори, що працюють із твердою фазою, за конструктивними ознаками поділяють на одно- та багатоколонні, за розміщенням основного корпусу (корпусів) – на вертикальні, горизонтальні та похилі, а за видом транспортного органу – на лопатеві, шнекові та ланцюгові.*

Переваги апаратів цього типу – високий коефіцієнт заповнення корисного об'єму екстрактора твердим матеріалом, безперервність протічійного процесу, що дозволяє встановлювати агрегат на технологічні лінії, які діють

безперервно, простота конструкції. Проте робота екстракторів цього типу залежить від виду оброблюваної сировини. У випадках з обробленням рослинної сировини в екстракторі утворюються пробки в місцях з'єднання шнеків, що ускладнює рух екстрагенту і створює застійні зони з необробленим матеріалом. Під час оброблення гранульованих матеріалів із твердим пористим каркасом різко зростає тертя між рухомих шнеком та матеріалом, причому збільшується ступінь подрібнення матеріалу, що потрапляє в зазори між шнеком та корпусом, а це підвищує витрати енергії. До того ж повний контакт рідини та матеріалу повністю не досягається.

Вітчизняними підприємствами було розроблено змішувач із двома роторами та розвантажувальним шнеком, який упроваджено в хімічну, харчову та інші галузі промисловості, де він застосовується як екстрактор (рис. 3.26).

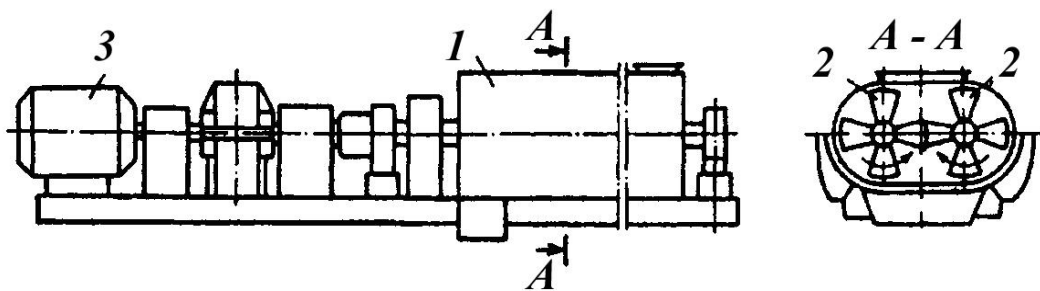


Рисунок 3.26 – Схема змішувача-екстрактора з двома роторами:

1 – камера; 2 – робочі органи; 3 – електродвигун

Машина працює так. Сировина завантажуються до камери змішування 1 та переміщається від торцевих стінок до центра під механічною дією лопатей 2. При цьому відбувається процес вилугування або розчинення.

Обертання лопатей із різними коловими швидкостями та в різні боки, а також переміщення маси розвантажувальним шнеком сприяють багатоциклічному контакту фаз по всьому робочому об'єму машини. Після закінчення процесу шнек переключається на зворотне обертання і через обертання лопатей відбувається вивантаження маси з екстрактора.

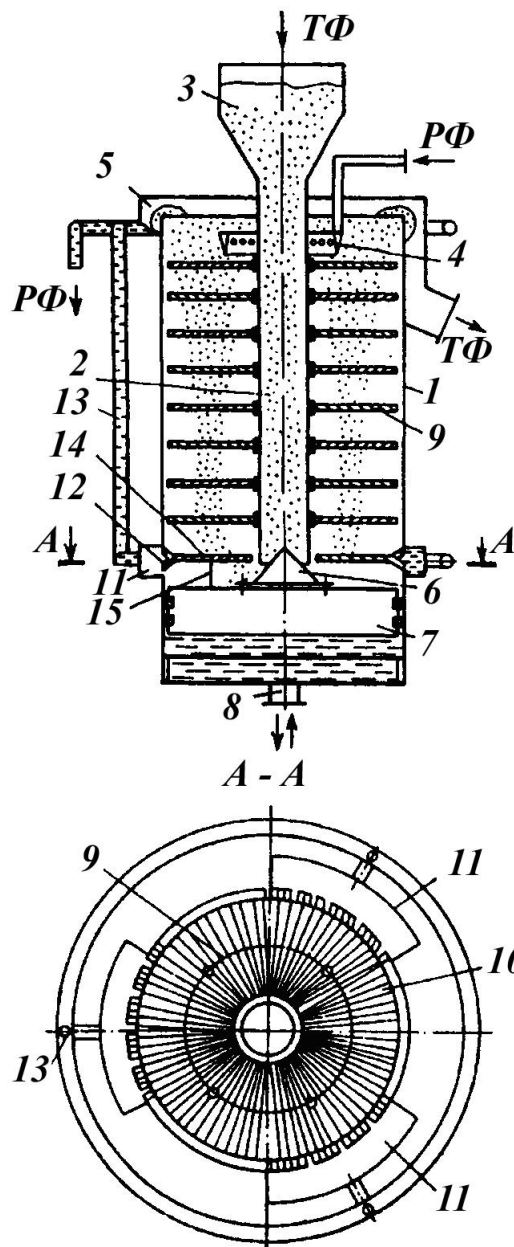


Рисунок 3.27 – Схема екстрактора для протитечійного контакту рідкої фази з твердою зернистою фазою

У машині для протитечійного контакту рідини з твердою зернистою фазою, яка надходить із бункера 3 до завантажувальної труби 2, тверда фаза подається в нижню частину робочої зони (рис. 3.27). Одночасно до верхньої частини агрегату через колектор 4 вводиться рідка фаза. Виходячи із завантажувальної труби 2, тверда фаза стікає по напрямному конусу 6 та розміщується на поплавці 7. До нижньої частини корпусу по патрубку 8 подаються імпульси тиску, що спричиняють зворотно-поступальний рух поплавця 7. Під час ходу поплав-

ця 7 вгору конус 6 перекриває завантажувальний отвір труби 2. При цьому тверда фаза під впливом імпульсів піднімається протитечійно до рухомої рідкої фази. Зважаючи на те, що тарілки 9 мають щілини 10, причому щілини кожних двох сусідніх тарілок розміщені під кутом одна до одної, тверда фаза під час руху вгору закручується, набуває поперечного руху, який сприяє інтенсивнішому контакту твердої та рідкої фаз. Тверда фаза вивантажується через край корпусу до кільцевого жолоба 5 із похилим днищем. Рідка фаза проходить зверху вниз та відводиться до дренажного вузла 11 із переливними трубами 13. При цьому поверхня сітки 12 очищається від гранул зернистого матеріалу щітками, які рухаються зворотно-поступально разом із тарілкою 14 та поплавцем 7 під впливом імпульсів тиску. Частота зворотно-поступального руху поплавця 7 та його амплітуда регулюються.

#### *3.4.2. Обладнання із транспортуванням фаз, що взаємодіють, за рахунок енергії рідини або газу*

Апарати цього типу набули поширення в процесах гідрометалургії урану, рідкісних та кольорових металів, іонообмінної технології, у каталітичних (гідрокрекінг, гідрогенізація) та інших процесах.

Одним із шляхів інтенсифікації екстракційних процесів є їх проведення в зваженому шарі. Відомо багато конструкцій апаратів для розчинення різних природних солей або інших матеріалів у висхідному потоці розчинника. Сорбційні процеси при іонообміні також часто здійснюються у зваженому (псевдозрідженому) шарі. Проведення процесу в псевдозрідженому шарі приводить до ліквідації «мертвих зон» в об'ємі іоніту, збільшує його повну динамічну об'ємну місткість, підвищує швидкість сорбції, дозволяє здійснювати сорбцію з важкофільтрованих розчинів із дрібнодисперсними частинками (наприклад, із суспензій). Однією з переваг проведення процесу в псевдозрідженому шарі іоніту є стабільність його гідравлічного опору в широкому діапазоні навантажень; при цьому також може здійснюватися гідротранспорт частинок іоніту.

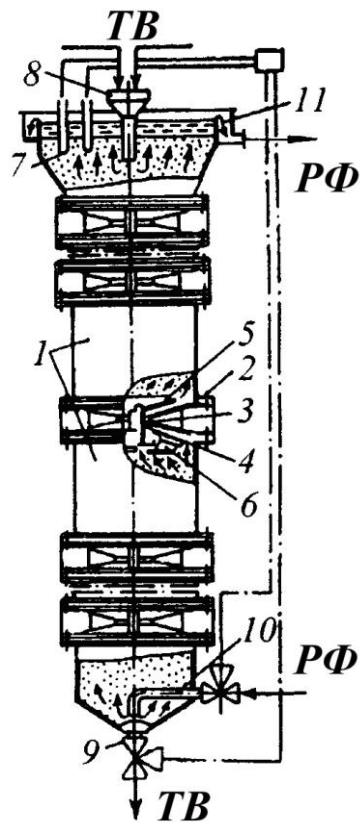


Рисунок 3.28 – Колонний апарат із конічними перерозподільниками для промивання та екстракції

*Екстрактори з гідравлічним переміщенням фаз, що взаємодіють.* На рисунку 3.28 показано колонний апарат для екстрагування та промивання з елементами, що забезпечують інтенсивну взаємодію фаз без застійних зон. Корпус апарата розділено по висоті на секції 1 з кільцевими перегородками 2, сполученими вершинами конусів. У перегородках знаходяться отвори 3 та розподільні пристрої, що складаються з патрубку 4 та конічного відбивача 5 з радіальними прорізами. На патрубку 4 закріплено нижній розподільний елемент 6, що складається з радіальних секторів та похилих лопатей. У верхній частині корпусу розміщено відстійну камеру 7 та завантажувальний пристрій 8, у нижній – розвантажувальний пристрій 9. Рідка фаза (екстрагент або промивна рідина) надходить до нижньої частини апарата через штуцер 10, проходить послідовно через усі контактні секції, надаючи твердій фазі зваженого стану, та відводиться через кільцевий канал 11.



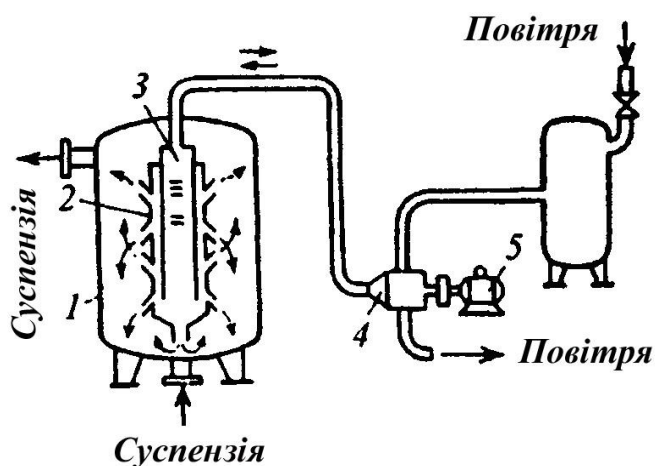


Рисунок 3.29 – Схема екстрактора з пульсаційним перемішуванням:

- 1 – корпус; 2 – пульсаційний пристрій;
- 3 – пульсаційна камера; 4 – пульсатор;
- 5 – електродвигун

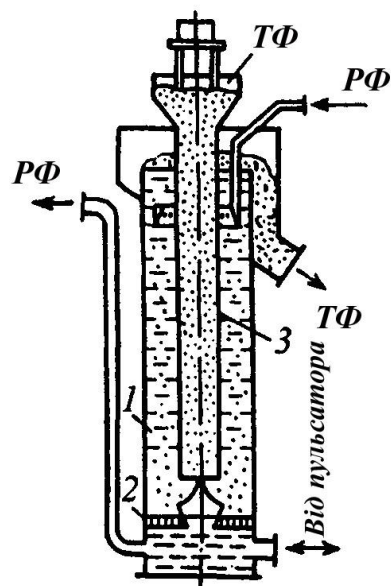


Рисунок 3.30 – Пульсаційний екстрактор Токарева та Ласькоріна: 1 – корпус; 2 – днище з отворами; 3 – труба

Екстрактори з пульсаційним перемішуванням працюють як періодично, так і безупинно (рис. 3.29). Пульсації створюються за допомогою пневматичних пульсаторів 4 (наприклад, із золотниковим розподільним механізмом). Безупинний пульсаційний екстрактор Токарева та Ласькоріна показано на рис. 3.30. Це устаткування застосовується під час проведення процесів екстракції в іонообмінних технологіях.

До переваг пульсаційних апаратів належать: відсутність рухомих частинок у робочому середовищі, конструктивна простота й надійність. Основні недоліки – неможливість розчинення грубодисперсних матеріалів та низький ККД передачі енергії (50–60 %), який в 1,5 раза нижчий, ніж ККД механічних мішалок.

Конструкція екстрактора з газліфтним перемішуванням фаз (рис. 3.31) складається з ряду з'єднаних послідовно секцій, у кожній з яких суміш рідкої і твердої фаз інтенсивно перемішується газом (повітрям) та перемі-

щається по певному циркуляційному контуру. Особливості контура полягають у тому, що, по-перше, в потоці газу, який подається до нього засобами спеціальних газорозподільних ґрат, створюється нерівномірний профіль швидкостей цівок газу.

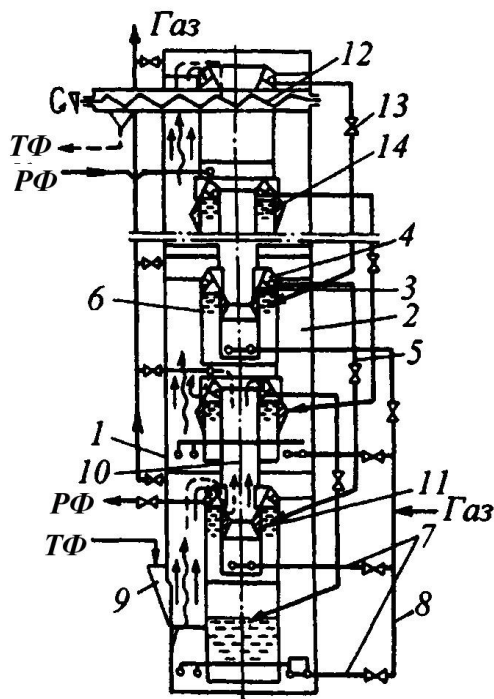


Рисунок 3.31 – Схема колонного багатосекційного екстрактора з газліфтним перемішуванням фаз:

- 1 – корпус; 2 – секції; 3 – завантажувальна воронка; 4 – колектор з отворами; 5 – перетоки; 6 – барботер; 7 – труби для подачі газу; 8 – колектор газу; 9 – завантажувальний пристрій; 10 – роздільний пристрій; 11 – відбивач; 12 – шнек вивантаження; 13 – труба подачі екстрагента

Це дозволяє плавно змінювати швидкість руху частинок, що утворюються під час взаємодії потоку газу із суспензією, і тим самим уникати різкої зміни напрямку й значення швидкості частинок одна відносно одної, що значно зменшує їх стирання. По-друге, для поліпшення умов сепарації як твердих частинок від газорідинної суміші, так і повітря від суспензії потік газу із суспензією в кожній секції подається вздовж шару, що дозволяє частинкам рівномірно осідати в рідині (екстрагенті).

Для збільшення продуктивності екстрактора та поліпшення якості оброблення твердих речовин, різнорідних за густиною, засобами збільшення шляху, яким вони рухаються по секціях апарата, була розроблена конструкція багато-ступінчастого екстрактора. Цей агрегат забезпечено лабіринтовою насадкою зі звуженнями. Насадку зі звуженнями розміщено у верхній частині кожної секції; зигзагоподібну насадку – у нижній частині секцій. Остання виконана з порожнистих секційних за довжиною, перфорованих у верхній частині елементів, у яких виконані наскрізні канали. Завантажувальні пристрої газліфтів розміщено на рівні середини довжини лабіринтової насадки.

Апарати з трифазною системою «газ – рідина – тверде тіло» мають значні переваги перед апаратами системи «рідина – тверде тіло» та механічним перемішуванням фаз: відсутнє механічне подрібнення частинок, інтенсивне та повне перемішування фаз, висока питома продуктивність, однакова доступність поверхні частинок для екстрагента.

Аналіз конструкцій екстракторів для системи «рідина – тверде тіло» показує, що основною тенденцією в розвитку цих апаратів є підвищення їх продуктивності. На сьогодні провідними фірмами цієї галузі створено комплектні установки продуктивністю до 1 000 т/добу твердого продукту, що екстрагується. Крім того, розробляються нові конструкції, що дозволяють істотно підвищувати ефективність роботи екстракторів. Для цього застосовують механічну дію на дво- та трифазних системах для збільшення швидкості масопередачі (вібрація, стирання, перемішування); впроваджують інтенсивні методи розділення фаз (центрифугування, фільтрація); знижують поздовжнє перемішування (секціонування, проміжне відтискання).

За останній час відмінності між окремими типами екстракторів згладжуються, що дозволяє розробити комбіновані конструкції з усіма перевагами цього устаткування (багатоповерховий карусельний екстрактор колонного типу, дифузійна батарея, що діє автоматично).

### 3.5. Рекомендації до розрахунку екстракторів

Перед проведенням інженерних розрахунків твердофазових екстракторів необхідно:

- провести вивчення механізму вилучення цільового компонента з даного виду сировини;
- розробити математичні моделі екстрагування для обладнання різних типів, у яких можна здійснювати цей процес;
- на підставі аналізу цих моделей обрати раціональний метод розрахунку (проектування) установки.

Вивчення механізму добування починається з характеристики частинок сировинного матеріалу, їх гранулометричного аналізу, оцінювання структури з метою визначення способу дифузії цільового компонента.

Необхідно вирішити, як організувати процес екстрагування – у зваженому стані (наприклад, в екстракторі з мішалкою або з пульсатором), у рухомому шарі (наприклад, у шнековому або карусельному екстракторі) або в нерухомому шарі (наприклад, у стрічковому екстракторі, у дифузійній батареї).

У загальному випадку під час проектування екстракторів необхідно визначити для даної сировини середній ступінь вилучення цільового компонента або, якщо екстракційний процес супроводжується хімічною реакцією, – середній ступінь перетворення речовини за певний час. Якщо сировина перебуває в апараті у зваженому стані, то розрахункові залежності, за якими за заданих умов можна обчислити середній ступінь вилучення, одержують спільним розв'язуванням рівнянь кінетики та розподілу одноразового завантаження матеріалу до апарата за часом перебування. Такий метод набув широкого використання при математичному моделюванні багатьох масообмінних процесів, що проводяться у зваженому стані.

Якщо матеріал обробляється в шарі, то важливим чинником є оптимальна товщина цього шару, яка залежить від фізичних властивостей екстракційної системи, рушійної сили процесу та інших параметрів.

При визначенні механізму екстрагування в різних агрегатах обов'язковим

є з'ясування: характеру дифузії у твердій фазі; дифузії на межі поділу фаз тверде тіло – рідина (газ) та дифузії в потоці. На підставі установлених залежностей можна розрахувати концентрацію цільового компонента на виході з екстрактора та знайти залежність для розрахунку ступеня вилучення.

Дослідники П. Г. Романков та М. І. Курочкіна детально розглянули методи і приклади інженерних розрахунків основних твердофазових екстракторів:

- каскада реакторів повного перемішування для вилучення вилуговуванням;
- екстракторів періодичної дії;
- протитечійного екстрактора для непористих гранульованих матеріалів;
- шнекових екстракторів;
- пульсаційного екстрактора для тонкодисперсних матеріалів;
- протитечійного екстрактора для оброблення частинок із різною плавучістю.

У цих розрахунках наведені рівняння математичних моделей твердофазового екстрагування, при розв'язуванні яких знаходять ступені недовилучення, концентрації за рівнями та кінцеву концентрацію на виході з останнього рівня, кількість рівнів, час перебування та розміри апаратури, яка забезпечує задану якість оброблення сировини; наведені алгоритми проектних розрахунків на ЕОМ; надані рекомендації щодо інтенсифікації процесів екстрагування.

### 3.6. Методика розрахунків

#### 3.6.1. Визначення основних параметрів екстракторів

*для твердих речовин*

При розрахунку часу екстрагування необхідно виходити з рівняння подібності

$$\frac{C - C_p}{C_{II} - C_p} = f\left(Bi', Fo', \frac{x}{\delta}\right), \quad (3.1)$$

де  $C_{II}$ ,  $C_p$ ,  $C$  – відповідно початкова рівноважна й дійсна концентрації

компонента, який вилучають із твердої речовини;  $Bi' = \beta l / K$  – дифузійний критерій Біо ( $\beta$  – коефіцієнт конвекційної дифузії (масовіддачі);  $K$  – коефіцієнт масопровідності (дифузії));  $l$  – лінійний розмір тіла;  $Fo' = k\tau / r^2$  – дифузійний критерій Фур'є ( $r$  – радіус частинок твердого матеріалу);  $\delta$  – визначальний розмір частинки твердої речовини;  $E = \frac{C - C_p}{C_{II} - C_p}$  – симплекс концентрації.

З урахуванням змішування та нагрівання рівняння (3.1) необхідно подати в такому вигляді:

$$E = \frac{C_\infty - C}{C_\infty - C_0} = A(Fo')^{-1/m} Re^{-a/m} (Pr')^{-b/m}, \quad (3.2)$$

де  $C, C_\infty, C_0$  – концентрація вилученої речовини в екстракторі при тривалості процесу відповідно  $\tau, \tau_\infty, \tau_0$ ;  $A$  – константа;  $Re = nd^2 / \nu$  – критерій Рейнольдса для змішування ( $n$  – частота обертання змішувача;  $\nu$  – кінематична в'язкість);  $Pr' = \nu / D$  – дифузійний критерій Прандтля.

При  $E \leq 20$  % величина  $m = 1$ ; при  $E \leq 35$  % –  $m = 2$ .

Із залежності (3.1) можна встановити час екстрагування

$$\tau = \left( \frac{A}{E} \right)^m \frac{r^2}{K} Re^{-a} (Pr')^{-b}, \quad (3.3)$$

де  $a$  та  $b$  визначаються експериментально.

Для визначення концентрацій  $C_\infty$  та  $C_0$  виконують таке. Спочатку методом кількісного аналізу визначають концентрацію  $C_0$ , а потім, провівши лабораторні дослідження з екстрагування цієї речовини із суміші, розраховують  $C_\infty$  за рівнянням

$$E = \frac{C_\infty - C}{C_\infty - C_0} = A(Fo')^{-1/m} Re^{-a/m} (Pr')^{-b/m}, \quad (3.4)$$

яке за постійних гідродинамічних і теплових умов спрощується до

$$E = \frac{C_\infty - C_0}{C_\infty - C_0} = A_1 \tau^{-1/m}, \quad (3.5)$$

де  $A_1$  – константа, до якої входять величини  $A$ ,  $\frac{k}{r^2}$ ,  $Re$ ,  $Pr'$ .

При диференціюванні рівняння за часом одержимо

$$\frac{dC}{d\tau} = \frac{C_\infty - C_0}{m \cdot 100} A_1 \tau^{-m+1/m}. \quad (3.6)$$

Значення  $\frac{dC}{d\tau} \approx \frac{\Delta C}{\Delta \tau}$  можна одержати саме з результатів досліджень.

Побудувавши за цими значеннями графік у логарифмічних координатах, визначають  $m+1/m$  та  $\frac{C_\infty - C_0}{m \cdot 100}$ . Це дозволяє проінтегрувати рівняння (3.6) у межах  $\tau - \tau_\infty$  і визначити  $C_\infty$ . При інтегруванні за початкові точки необхідно брати дані про концентрації за двома або трьома пробами, а значення  $C_\infty$  знаходять як середнє.

Робочий об'єм агрегату

$$V = \frac{Q\tau}{\rho}, \quad (3.7)$$

де  $Q$  – продуктивність, кг/год;  $\rho$  – об'ємна маса сировини, кг/м<sup>3</sup>;  $\tau$  – час, год.

За нормалізованим співвідношенням розмірів апарата (висоти до діаметра) можна визначити габарити для обчисленого значення робочого об'єму. Розрахунок процесу екстрагування можна також проводити графічно.

### 3.6.2. Визначення основних параметрів рідинних екстракторів

Діаметр колони визначається виходячи зі значення гранично допустимої продуктивності, яке повинне бути дещо меншим, ніж продуктивність при режимі захлинання. Максимально допустиму продуктивність визначають застосовуючи рівняння осаду крапель однієї рідкої фази в іншій суцільній рідкій фазі:

$$\frac{W_A}{x} + \frac{W_C}{1-x} = \varepsilon \omega_0 (1-x), \quad (3.8)$$

де  $W_C$  та  $W_A$  – об'ємні швидкості дисперсної та суцільної фаз;  $x$  – об'ємна частка дисперсної фази, що затримується в колоні (затримувальна зда-

тність колони);  $\varepsilon$  – частина об'єму колони, вільна для проходження рідини (або вільний об'єм насадки);  $\omega_0$  – характеристична швидкість крапель (при  $W_A = 0$  та  $W_C \rightarrow 0$ ).

При диференціюванні рівняння (3.8) за  $x$  та прирівнявши похідну до нуля, знаходимо швидкості фаз:

$$\frac{dW_A}{dx} = 0 \Rightarrow W_C = 2\varepsilon\omega_0 x_{\max}^2 (1 - x_{\max}), \quad (3.9)$$

$$\frac{dW_C}{dx} = 0 \Rightarrow W_A = \varepsilon\omega_0 (1 - 2x_{\max})(1 - x_{\max})^2. \quad (3.10)$$

Розділимо рівняння (3.9) на (3.10) та позначимо відношення  $\frac{W_C}{W_A} = b$ . З одержаного співвідношення визначимо  $x_{\max}$ :

$$x_{\max} = \frac{\sqrt{b^2 + 8b} - 3b}{4(1 - b)}. \quad (3.11)$$

Значення  $b$  можна обчислити з рівняння матеріального балансу

$$b = \frac{W_C}{W_A} = \frac{y_{II} - y_K}{x_K - x_{II}}. \quad (3.12)$$

Для встановлення значень  $W_A$  та  $\omega_0$  застосовують такі формули:

- для насадкових екстракційних колон

$$1 + 0,835 \left( \frac{\rho_C}{\rho_A} \right)^{0,25} \left( \frac{W_C}{W_A} \right)^{0,5} = 0,894 \left( \frac{W_A^2 f}{g \varepsilon^2} \right)^{-0,25} \left( \frac{\rho_A}{\Delta \rho} \right)^{-0,25} \left( \frac{f \varepsilon \sigma}{\rho_A W_A^2} \right)^{-0,078}, \quad (3.13)$$

де  $\rho_A$  та  $\rho_C$  – густини відповідно суцільної та дисперсної фаз;  $\Delta \rho$  – різниця густин;  $f$  – питома поверхня насадки;  $\sigma$  – поверхневий натяг;

- для роторно-дискового екстрактора:

$$\omega_0 = 0,012 \frac{\sigma}{\mu_A} \left( \frac{\Delta \rho}{\rho_A} \right)^{0,9} \left( \frac{g}{D_P n^2} \right) \left( \frac{D_K}{D_P} \right)^{2,3} \left( \frac{h}{D_P} \right)^{0,9} \left( \frac{D_P}{D} \right)^{2,7}, \quad (3.14)$$

де  $D$ ,  $D_P$ ,  $D_K$  – діаметри відповідно екстрактора, дисків ротора, отворів кілець статора;  $h$  – висота секцій колони.

Для визначення розрахункової швидкості значення, обчислене за форму-



лою (3.13), знижують на 20 %, таким чином, маємо

$$W'_A = 0,8W_A. \quad (3.15)$$

Діаметр апарата визначаємо за формулою

$$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi W'_A 3600 \rho_A}}. \quad (3.16)$$

Для розрахунку висоти апарата спочатку необхідно встановити коефіцієнт дифузії суміші, що обчислюється за формулою

$$D = \frac{0,00278}{B \sqrt{\mu} (V_B^{1/3} + V_C^{1/3})} \sqrt{\frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_C}}, \quad (3.17)$$

де  $B$  – коефіцієнт, що характеризує речовину, яку вилучають із суміші, у суцільній фазі;  $V_B$  та  $V_C$  – молекулярні об'єми речовин;  $\mu$  – динамічна в'язкість суцільної фази;  $M_B$  та  $M_C$  – молекулярні маси.

Висота одиниці перенесення визначається за формулою

$$h = \frac{1,15(\text{Pr}')^{2/3} d_{\text{екв}}}{\left(\frac{W_A}{W_C}\right)^{1/3}}. \quad (3.18)$$

Кількість одиниць перенесення

$$N = \frac{y_{II} - y_K}{\Delta y_{\text{СЕР}}}. \quad (3.19)$$

Середня рушійна сила

$$\Delta y_{\text{СЕР}} = \frac{\Delta y_B - \Delta y_M}{2,3 \frac{\Delta y_B}{\Delta y_M}}, \quad (3.20)$$

де

$$\Delta y_B = y_{\text{ПР}} - y_{II}, \quad (3.21)$$

$$\Delta y_M = y_K - y_{\text{КР}}, \quad (3.22)$$

у формулах (3.21) та (3.22):  $y_{\text{ПР}}$  та  $y_{\text{КР}}$  – відповідно початкова та кінцева рівноважні концентрації компонента, що вилучається, у суцільній фазі.

$$\text{Отже, висота насадки} \quad H = hN. \quad (3.23)$$

### 3.7. Приклади розрахунків

#### 3.7.1. Розрахунок екстрактора для твердих речовин

*Завдання для розрахунку.* Визначити розміри апарата періодичної дії для екстрагування речовин із суміші твердих частинок. Лабораторними дослідженнями встановлені критеріальне рівняння для тривалості екстракції речовин із суміші:

$$\tau = \left( \frac{0,87r}{E} \right)^2 \frac{(\text{Pr}')^{0,4}}{K \text{Re}^{0,67}},$$

та величини:  $C_\infty = 7,06$ ,  $C_0 = 0$ ,  $K = 1,7 \cdot 10^{-9}$  м<sup>2</sup>/год,  $\nu = 1 \cdot 10^{-6}$  м<sup>2</sup>/с, розмір частинок  $r = 0,6$  мм, густина  $\rho = 1,5$  т/м<sup>3</sup>.

Апарат повинен забезпечувати продуктивність 12 т/год при  $C = 6,85$  %.

Діаметр змішувача  $d_{3M} = 1,9$  м, частота обертання  $n = 30$  об/хв; співвідношення корисної висоти до діаметра апарата  $H/d = 1$ . Критерій Re для змішування

$$\text{Re} = \frac{nd_{3M}^2}{\nu} = \frac{30 \cdot 1,9^2}{60 \cdot 1 \cdot 10^{-6}} = 1,82 \cdot 10^6.$$

Критерій Прандтля

$$\text{Pr}' = \frac{\nu}{K} = \frac{1 \cdot 10^{-6} \cdot 3600}{1,7 \cdot 10^{-9}} = 2,12 \cdot 10^6.$$

Симплекс концентрації

$$E = \frac{C_\infty - C}{C_\infty - C_0} = \frac{7,06 - 6,85}{7,06 - 0,00} 100 \% = 2,97 \ %.$$

Час, год, екстрагування за емпіричною формулою

$$\tau = \left( \frac{0,87r}{E} \right)^2 \frac{(\text{Pr}')^{0,4}}{K \text{Re}^{0,67}} = \left( \frac{0,87 \cdot 6 \cdot 10^{-4}}{2,97} \right)^2 \frac{(2,12 \cdot 10^6)^{0,4}}{1,7 \cdot 10^{-9} (1,82 \cdot 10^6)^{0,67}} = 0,39.$$

Враховуючи час, що витрачається на операції із завантаження та вивантаження, можна припустити, що  $\tau = 50 \text{ хв} = 0,834 \text{ год}$ . Отже, об'єм робочої частини апарата становитиме

$$V = \frac{Q\tau}{\rho} = \frac{12 \cdot 0,834}{1,5} = 6,7 \text{ м}^3.$$

Через те що  $H = d$ , маємо  $V = \pi d^2/4 \cdot H = \pi d^3/4 = \pi H^3/4$ , звідси

$$d = H = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}} = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot 6,7}{3,14}} = 2,04 \text{ м}.$$

Повну висоту апарата необхідно взяти з поправкою

$$H_n = 1,1H = 1,1 \cdot 2,04 = 2,25 \text{ м}.$$

### 3.7.2. Розрахунок рідинного екстрактора

*Завдання для розрахунку.* Обчислити розміри екстрактора для вилучення ацетону із 50 % водного розчину ( $B_{II} = 50 \%$ ) за допомогою хлорбензолу. Після екстракції рафінат повинен містити  $B_{II} = 2 \%$  ацетону, а екстракт – 30 % ацетону. Продуктивність апарата – 40 м<sup>3</sup>/год.

Фізичні константи суміші:  $\rho_A = 0,9 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$ ;  $\rho_C = 1,13 \cdot 10^3 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu_A = 1,0 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{с/м}^2$ ;  $\mu_C = 0,9 \cdot 10^{-4} \text{ кгс} \cdot \text{с/м}^2$ ;  $\sigma = 35 \cdot 10^{-4} \text{ кгс/м}^2$ ;  $f = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ ;  $V_C = 0,74$ .

Дані про фазову рівновагу системи «вода – ацетон – хлорбензол» (рівноважні концентрації, % мас) наведено в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Дані щодо рівноваги системи «вода – ацетон – хлорбензол»

Вміст у шарі води, % <sub>мас</sub>			Вміст у шарі хлорбензолу, % <sub>мас</sub>		
води	ацетону	хлорбензолу	води	ацетону	хлорбензолу
99,89*	0	0,11	0,18	0,00	99,82
89,79	10	0,21	0,49	10,79	88,72
79,69	20	0,31	0,79	22,23	76,98
69,42	30	0,58	1,72	37,48	60,80
58,64	40	1,36	3,05	49,44	47,51
46,28**	50	3,72	7,24	52,19	33,57
27,41	60	12,59	22,85	60,58	15,08
25,66	60,58	13,76	25,66	61,07	13,76

Примітка. \* $A_K = 99,89 \%$ <sub>мас</sub>; \*\* $A_{II} = 46,28 \%$ <sub>мас</sub>

Далі проводимо розрахунок за таким алгоритмом. Результати та розрахункові формули занесено до таблиці 3.2.

Таблиця 3.2 – Алгоритм розрахунку екстрактора та обчислення значення

Параметр, що обчислюється	Розрахункова формула	Значення
Співвідношення об'ємних швидкостей	$b = \frac{W_C}{W_A} = \frac{y_{II} - y_K}{x_K - x_{II}}$	0,625
Еквівалентний діаметр насадки	$d_{екв} = \frac{4V_C}{f}$	$1,48 \cdot 10^{-2}$ м
Об'ємна швидкість суцільної фази при режимі захлинання екстрактора $W_A$	$1 + 0,835 \left( \frac{\rho_C}{\rho_A} \right)^{0,25} \left( \frac{W_C}{W_A} \right)^{0,5} =$ $= 0,894 \left( \frac{W_A^2 f}{g \varepsilon^2} \right)^{-0,25} \left( \frac{\rho_A}{\Delta \rho} \right)^{-0,25} \left( \frac{f \varepsilon \sigma}{\rho_A W_A^2} \right)^{-0,078}$	$1,174 \cdot 10^{-2}$ м/с
Розрахункова швидкість	$W'_A = 0,8 W_A = 0,8 \cdot 1 \cdot 1,174 \cdot 10^{-2}$	$0,94 \cdot 10^{-2}$ м/с
Діаметр екстрактора	$d = \sqrt{\frac{4Q}{\pi W'_A 3600 \rho_A}}$	1,23 м
Коефіцієнт дифузії ацетону в хлорбензолі при $M_B = 58$ ; $M_C = 112,6$ ; $B = 1,15$ ; $V_B = 76$ ; $V_C = 116,9$	$D = \frac{0,00278}{B \sqrt{\mu} \left( V_B^{1/3} + V_C^{1/3} \right)} \sqrt{\frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_C}}$	$4,5 \times 10^{-5}$ м <sup>2</sup> /год
Дифузійний критерій Прандтля при $\nu = 1 \times 10^{-6}$ м <sup>2</sup> /с	$Pr' = \frac{\nu}{D}$	80
Висота одиниці перенесення	$h = \frac{1,15 (Pr')^{2/3} d_{екв}}{\left( \frac{W_A}{W_C} \right)^{1/3}}$	0,8 м
Початкова концентрація ацетону $y_{II}$	$\frac{B_{II} \cdot 10}{A_{II} + B_{II}} = \frac{50 \cdot 10}{46,28 + 50}$	51,9 кг/м <sup>3</sup>
Кінцева концентрація ацетону $y_K$	$\frac{B_K \cdot 10}{A_K + B_K} = \frac{2 \cdot 10}{97,89 + 2}$	20,5 кг/м <sup>3</sup>
Середня рушійна сила екстракції	$\Delta y_{СЕР} = \frac{\Delta y_B - \Delta y_M}{2,3 \Delta y_B / \Delta y_M}$	5,08 кг/м <sup>3</sup>
Кількість одиниць перенесення $N_y$	$N = \frac{y_{II} - y_K}{\Delta y_{СЕР}}$	95
Загальна висота насадки	$H = hN$	76 м

### Питання для самоконтролю

1. Що таке екстракція та в яких процесах її застосовують?
2. За якими ознаками класифікують обладнання для процесу екстракції?
3. Принцип дії та основні конструкції гравітаційних рідинних екстракторів.
4. Принцип дії та основні конструкції колонних екстракторів із підведенням енергії.
5. Основні переваги та недоліки роторних колонних екстракторів.
6. Принцип дії та конструкція пульсаційних екстракторів.
7. Принцип дії та конструкція вібраційних екстракторів.
8. Переваги та основні конструкції змішувально-відстійних екстракторів.
9. Принцип дії та конструкція екстракторів Подбільняка.
10. Принцип дії та конструкція відцентрових одно- та двороторних екстракторів.
11. Відцентрові модульні та блокові екстрактори переваги та галузі їх застосування.
12. Наведіть класифікацію екстракторів, що працюють із твердою фазою.
13. Екстрактори з механічними транспортувальними пристроями. Конструкції. Принцип дії.
14. Конструкція та принцип дії вертикального шнекового екстрактора.
15. Інтенсифікація масообміну в системах «рідина – тверде тіло».
16. Конструкція та принцип дії екстрактора з газліфтним перемішуванням фаз.
17. Які дані необхідні для розрахунку екстракторів?

### Список додаткової літератури для вивчення розділу 3

1. Берестовой А. М. Жидкостные экстракторы: Инженерные методы расчета / А. М. Берестовой, И. Н. Белоглазов. – Ленинград : Химия, 1982.
2. Борисов Г. С. и др. Основные процессы и аппараты химической технологии : пособие по проектированию / Г. С. Борисов ; под ред. Ю. И. Дытнерского. – Москва : Химия, 1991.
3. Городецкий И. Я. Вибрационные массообменные аппараты / И. Я. Городецкий. – Москва : Химия, 1980.
4. Зюлковский З. А. Жидкостная экстракция в химической промышленности / З. А. Зюлковский ; под ред. П. Г. Романкова. – Москва : Химия, 1969.
5. Карпачева С. М. Пульсирующие экстракторы / под ред. С. М. Карпачевой. – Москва : Атомиздат, 1964.
6. Кузнецов Г. И. Центробежные экстракторы ЦЕНТРЭК / Г. И. Кузнецов, А. А. Пушков, А. В. Косогоров. – Москва : РХТУ им. Д. И. Менделеева, 2000.
7. Романков П. Г. Экстрагирование из твердых материалов / П. Г. Романков, М. И. Курочкина. – Ленинград : Химия, 1983.
8. Романков П. Г. Массообменные процессы химической технологии (системы с дисперсной твердой фазой) / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов. – Ленинград : Химия, 1990.
9. Рудобашта С. П. Массоперенос в системах с твердой фазой / С. П. Рудобашта. – Москва : Химия, 1980.
10. Рудобашта С. П. Диффузия в химико-технологических процессах / С. П. Рудобашта, Э. М. Карташов. – Москва : Химия, 1993.
11. Шкоропад Д. Е. Центробежные жидкостные экстракторы / Д. Е. Шкоропад, И. В. Лысковцев. – Москва : Машгиз, 1962.
12. Ягодин Г. А. Основы жидкостной экстракции / Г. А. Ягодин. – Москва : Химия, 1981.

## РОЗДІЛ 4

### СУШИЛЬНЕ УСТАТКУВАННЯ

#### 4.1. Призначення, засоби та фізичні основи сушіння

*Сушіння* – це процес видалення вологи з твердого або пастоподібного матеріалу шляхом випаровування рідини, що міститься в ньому, за рахунок підведеного до матеріалу тепла.

*Метою сушіння є* поліпшення якості матеріалу та у зв'язку з цим збільшення можливостей щодо його застосування:

- полегшення транспортування і дозування матеріалу (зниження об'ємної маси, підвищення міцності, запобігання злежуванню й змерзанню матеріалу);
- забезпечення стійкості матеріалу при зберіганні (різке уповільнення хімічного та біохімічного розкладання сухого матеріалу, наприклад харчових та білкових концентратів, зерна, деяких хімічних речовин);
- підвищення реакційної активності та економічної ефективності використання матеріалу (наприклад, сушіння вугілля перед спалюванням або завантаженням до коксової печі).

*Сушіння* – складний тепломасообмінний процес, швидкість якого в основному визначається швидкістю дифузії вологи в матеріалі. При сушінні волога переміщається з глибини матеріалу до поверхні; тепло, необхідне для випаровування, розподіляється вглиб матеріалу різними способами.

*За способом підведення тепла* до сировини розрізняють такі види сушіння: конвекційне, контактне, радіаційне, діелектричне, сублімації.

При *конвекційному* сушінні тепло передається безпосереднім зіткненням висушуваного матеріалу із сушильним агентом (нагрітим повітрям, димовими газами, інертними газами). При *контактному* сушінні тепло передається від теплоносія до висушуваного матеріалу через поверхню, що їх розділяє. При *радіаційному* сушінні тепло до висушуваного матеріалу передається інфрачервоними променями. При *діелектричному* сушінні нагрівання

висушеного матеріалу відбувається в полі струму високої частоти. При сушінні *сублімацією* випаровування вологи відбувається за низьких температур у глибокому вакуумі, причому перехід вологи в пароподібний стан відбувається відразу з твердої фази, минаючи рідкий стан.

Найпоширеніші конвекційний та контактний методи сушіння. Дещо рідше застосовують радіаційне сушіння (інфрачервоними променями) та сушіння електричним струмом (високої або промислової частоти). Методи сушіння *сублімацією* зі скиданням тиску набувають застосування у харчовій промисловості.

*Рушійною силою процесу сушіння є різниця парціального тиску вологи над поверхнею матеріалу  $p_{ПМ}$  та в довкіллі  $p_{ПС}$ . Сушіння відбувається за умови, що  $p_{ПМ} > p_{ПС}$ . При рівності парціального тиску настає стан рівноваги, і процес припиняється. При цьому в матеріалі встановлюється вологість, яку називають рівноважною  $w_p$ . Якщо висушений матеріал, що має низьке значення  $p_{ПМ}$ , помістити у вологе навколишнє середовище ( $p_{ПМ} < p_{ПС}$ ), то матеріал почне зволожуватися. Цей процес називають *сорбцією*.*

Процес сушіння характеризується двома періодами: постійної та спадної швидкості. У першому періоді з матеріалу відводиться поверхнева волога. При цьому все тепло витрачається лише на її випаровування. Температура матеріалу в цей період постійна і дорівнює температурі мокрого термометра психрометра. Після досягнення критичної вологості  $w_{кр}$  починається другий період сушіння, коли відводиться волога, що надійшла до поверхні за рахунок дифузії з внутрішніх шарів. Температура матеріалу поступово зростає та в кінці сушіння наближається до температури теплоносія. Цей період триває до досягнення рівноважної вологості.

*При конвекційному сушінні волога переміщається до поверхні за рахунок градієнта вологості, а градієнт температури дещо гальмує процес (через різницю температур на поверхні та всередині матеріалу відбувається рух вологи всередину, тобто в напрямку зниження температури).*

*При сушінні в полі струму високої частоти матеріал ізсередини має вищу*



температуру, ніж на поверхні; останній чинник є передумовою інтенсифікації процесу, оскільки градієнти дифузії та термодифузії мають однаковий напрям.

*При контактному сушінні* термодифузія та дифузія за рахунок різниці концентрації вологи спрямовані однаково, що сприяє певній інтенсифікації процесу в першому періоді сушіння. У другому періоді різниця температур зменшується, тому знижується й інтенсивність сушіння.

*При сушінні інфрачервоними променями* напрями потоку вологи (градієнт вологовмісту) та потоку тепла (градієнт температури) протилежні, що спочатку спричиняє уповільнення сушіння. При поступовому прогріванні тіла волога переміщається до середини шару матеріалу, вологовміст віддалених від поверхні шарів зростає, і виникає значний перепад вологовмісту в тілі. Наприкінці періоду опромінювання тіло прогрівається, волога рухається до поверхні й починає інтенсивно випаровуватися. Інтенсивність випаровування значно підвищується.

Як бачимо, інтенсивність сушіння залежить від способу підведення теплоти до сировинного матеріалу та організації відведення вологи, що випаровується, а також від швидкості переміщення вологи з глибинних шарів матеріалу до його поверхні. Останній чинник, у свою чергу, визначається теплофізичними та дифузійними властивостями матеріалу, а також зв'язками з вологою.

#### **4.2. Класифікація та вибір сушильного обладнання**

Сушарки, що, як правило, застосовуються в хімічній промисловості, класифікують за *способом підведення теплоти до висушуваного матеріалу* так:

- конвекційні (барабанні – для висушування матеріалу в шарі; пневматичні та розпилувальні – для сушіння матеріалу в режимі псевдо-зрідженого та фонтануючого шарів);
- контактні кондукційні (поличні, вальцювальні);
- спеціальні (термічно-радіаційні, високочастотні, сублімаційні).

Крім того, сушарки можна класифікувати за *технологічними ознаками*:

- за тиском (атмосферні та вакуумні);
- за періодичністю технологічного процесу;

- за сушильним агентом (повітря, газ, сушарки на перегрітій парі);
- за напрямом руху матеріалу та сушильного агента (прямотечійні та протитечійні);
- за технологічним регламентом обслуговування;
- за схемою циркуляції сушильного агента;
- за тепловою схемою та ін.

Найбільш поширеним видом сушарок є конвекційні сушарки, що працюють за атмосферного тиску, в яких сушильний агент – це топкові гази, підігріте повітря або їх суміш. На ці сушарки припадає близько 80 % від загального об'єму обладнання цього класу. Процес сушіння в таких апаратах може відбуватися в умовах прямотечійного, протитечійного або перехресного руху теплоносія та матеріалу. Найменш затратні (за тепловою енергією) протитечійні сушарки. Схему з прямотечійним рухом застосовують лише в тих випадках, коли сировинний матеріал не можна піддавати дії високої температури наприкінці процесу сушіння.

За даними аналізу технологічного обладнання підприємств хімічної промисловості, найбільшу питому вагу серед конвекційних сушарок становлять барабанні (близько 40 %). Проте ці апарати необхідно впроваджувати лише до технологій оброблення сипких матеріалів. В умовах сьогодення значного поширення набули агрегати для сушіння в режимі псевдозрідженого або «киплячого» та фонтануючого шарів (питома вага – 25 %) і устаткування для сушіння в режимі пневмотранспорту (приблизно 7 %). У цих агрегатах сушінню піддають переважно сипкі матеріали, а також пастоподібні та рідкі розчини. Приблизно 10 % від загальної кількості конвекційних сушарок для хімічної галузі складають розпилювальні сушарки, дещо більше – агрегати для сушіння матеріалу в шарі (поличні, тунельні, стрічкові та вальцювальні-стрічкові сушарки).

Серед кондукційних сушарок найбільш поширені поличні вакуум-сушильні шафи, барабанні та вальцювальні.

Кондукційні атмосферні сушарки впроваджують до технологій сушіння продуктів, для яких не допускається контакт матеріалів із теплоносієм, напри-

клад для виключення можливих забруднень. Кондукційні вакуумні сушарки застосовують для сушіння термолабільних матеріалів, видалення із сировини органічних розчинників, оброблення токсичних та легкозаймистих речовин, тобто в тих випадках, якщо необхідно забезпечити герметичний перебіг процесу.

Вальцювальні атмосферні кондукційні сушарки застосовують при сушінні пастоподібних продуктів із великою початковою вологістю, а також для сушіння вологих продуктів, чутливих до температури.

Питома вага спеціальних сушарок у хімічній промисловості незначна (близько 1 %). Компактні та ефективні термічно-радіаційні сушарки вимагають великих затрат енергії; їх, як правило, застосовують для сушіння тонколистового матеріалу та лакофарбових покриттів. Високочастотне обладнання, як правило, впроваджують до технологій сушіння товстошарових матеріалів, тобто в тих випадках, якщо необхідно регулювати температуру й вологість на поверхні та в глибині матеріалу. Сублімаційні сушарки – це найбільш дороге обладнання; їх упроваджують до тих технологічних процесів, коли сировинний матеріал не витримує звичайного сушіння, тобто втрачає корисні властивості від температурних навантажень за стандартними тепловими методами.

*Вибір конкретного типу сушильного обладнання залежить* головним чином від властивостей сировини, форми зв'язку вологи та його частинок у структурі матеріалу, початкової вологості та обсягів виробництва. Вологі матеріали як об'єкти сушіння характеризуються рядом показників: термічною стійкістю, здатністю до утворення зарядів статичної електрики, агрегатним станом (сипкий, рідкий, пастоподібний), адгезійними та когезійними властивостями, теплоємністю, гранулометричним складом та ін. Наявність цих вихідних даних – обов'язкова умова правильного вибору обладнання.

Швидкість процесу сушіння лімітується або зовнішньою дифузією, тобто умовами підведення теплоти та відведення вологи з поверхні матеріалу, або внутрішньою дифузією, тобто умовами виведення вологи з глибинних шарів до поверхні матеріалу.

Якщо висушуваний матеріал – це пористе тіло з капілярами, радіуси яких

$r > 0,1$  нм, то перенесення вологи в його структурі підлягає законам молекулярної дифузії. При менших діаметрах капілярів закономірності перенесення визначаються режимом, за яким переважає зіткнення молекул відхідної вологи зі стінками капілярів, а не між собою, як при звичайній дифузії. Молекули рідини, які вдарилися об стінки пор, немовби поглинаються ними, а потім знову випаровуються. При дуже малих капілярах (порах), порівнянних за розмірами з молекулами вологи, механізм дифузії змінюється. У цьому випадку значну роль починають відігравати сили відштовхування, що ускладнюють проходження молекул порами.

Характер процесу сушіння залежить від початкової вологості матеріалу. Якщо початкова вологість матеріалу  $w_{II}$  більша за критичну  $w_{KP}$  при заданій температурі сушіння, а кінцева вологість менша  $w_{KP}$ , то процес відбувається двома етапами. Тривалість першого періоду сушіння можна визначити з рівнянь теплового балансу за умови, що коефіцієнт теплопередачі від сушильного агента до матеріалу – відомий. Тривалість другого періоду встановлюють за емпіричними даними в конкретному обладнанні на модельній установці. У випадках, якщо початкова та кінцева вологість матеріалу більша за критичну, процес сушіння завершується в першому періоді; якщо  $w_{II}$  менше, ніж  $w_{KP}$ , сушіння завершується в другому періоді.

На підставі даних про характеристики матеріалу, часу сушіння та необхідної продуктивності устаткування (табл. 4.1) можна заздалегідь вибрати типovu сушарку. Оптимальний варіант відповідає типу агрегата, для якого сума балів по горизонталі – максимальна. Якщо для заданих умов експлуатації обладнанню відповідає оцінка «0 балів», то можливість промислового застосування такого устаткування, як правило, виключається; при оцінці «5 балів» застосування рекомендується, а при оцінці «3 бали» – допускається. Необхідно зазначити, що застосування устаткування пов'язане з додатковими заходами, спрямованими на підготовку сировини та внесення певних змін до конструкції сушарок.

При виборі типу сушарки необхідно звертати увагу на такі обставини.

Малотоннажні (продуктивність до 250 кг/год) та середньотоннажні (до 3 500 кг/год) технологічні лінії доцільно комплектувати типовими сушарками, а для великотоннажних (продуктивність понад 3 500 кг/год) виробництв потрібні індивідуальні розробки з урахуванням особливостей цих технологій.

Сушаркам періодичної дії необхідно віддавати перевагу у випадках, якщо обробленню піддають незначну кількість продуктів при широкому асортименті продукції, що виготовляється, а також при сушінні сировини, що вимагає зміни режимів під час оброблення.

Рідкі й текучі матеріали (розчини й суспензії) сушать у розпилювальних сушарках. Готовий продукт, який при цьому одержують, необхідно, як правило, досушувати в апаратах із псевдозрідженням.

Пасти сушать головним чином на вальцювальні-стрічкових та петлеподібних сушарках, а при невеликих обсягах виробництва – в апаратах псевдозрідженого шару з інертним теплоносієм. Оброблення цих матеріалів спричиняє найбільші труднощі: налипання пастоподібної маси на робочі поверхні обладнання різко знижує інтенсивність процесу і викликає перегрівання матеріалу. У зв'язку з цим користуються такими прийомами: формуванням, змішуванням із дрібним сухим продуктом (ретуром) для збільшення сипкості, розбавленням рідиною до рідкотекучого стану.

Таблиця 4.1 – Оцінювання (кількість балів) сушарок

Характеристика матеріалу	Параметри сушарки											
	поличної	поличної вакуумної	розпилювальної з відцентровим розпиллом	розпилювальної з форсуною	вальцювальної	барabanної	барabanної вакуумної, що обертається	стрічкової одноярусної секційної	вальцювально-стрічкової	псевдозрідженого шару	фонтануючого шару	трубної пневматичної
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Матеріал												
Кусковий (до 75 мм)	5	5	0	0	0	5	3	5	0	3	0	0
Зернистий (5–0,5 мм)	5	5	0	0	0	5	5	5	0	5	5	5

Продовження табл. 4.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Порошкоподібний	5	5	0	0	0	3	3	0	0	3	5	5
Пастоподібний	5	5	3	5	3	3*	0	0	5	0	0	0
Рідкий	0	3	5	5	5	0*	0	0	0	0	0	0
Термолабільний	5	5	5	5	3	5**	5	5	5	5	5	5
Термостійкий	5	3	5	5	5	5***	5	5	5	5	5	5
Здатний до адгезії	3	3****	3	3	3	3	0	3	5	0	0	0
Не здатний до адгезії	5	5	5	5	3	5	5	5	5	5	5	5
Здатний до когезії	5	5	5	5	5	3	0	5	5	0	0	5
Здатний до пилоутворення	3	5	5	5	5	3	3	3	5	3	0	3
Пожежонебезпечні, вибухонебезпечні	0	5	5	5	0	3	5	0	0	3	3	5
Змочений органічними розчинниками	0	5	3	3	0	0	5	0	0	5	5	5
Токсичний	0	5	3	3	0	0	5	3	3	3	3	3
Обсяг виробництва за сировиною, т/год												
До 0,25	5	5	5	5	5	0	5	5	5	5	5	0
До 3,5	0	0	5	5	3	3	5	5	5	5	5	5
Більше ніж 3,5	0	0	5	3	3	5	0	3	3	5	0	5
Тривалість сушіння до необхідної залишкової вологості в інтенсивному режимі, с												
0,5–3	0	0	5	5	0	0	0	0	0	0	0	5
3–30	0	0	5	5	5	0	0	0	0	0	0	0
30–60	0	0	0	0	3	0	0	0	0	3	0	0
60–600	3	3	0	0	0	3	3	3	3	5	3	0
3 600	5	5	0	0	0	5	5	0	0	0	0	0

Примітка. Сушарка з ретуром\*; прямотечійна сушарка\*\*; протитечійна сушарка\*\*\*; сушка з подрібненням\*\*\*\*

### 4.3. Типові конструкції обладнання для проведення сушіння

#### 4.3.1. Конвекційні сушарки

Серед обладнання періодичної дії найбільш прості за конструкцією – поличні калориферні сушарки. Їх призначено головним чином для сушіння матеріалів у малотоннажних технологіях, якщо необхідно з великою точністю регулювати режим сушіння.

Конструкція *поличної сушарки* (рис. 4.1) являє собою прямокутну камеру 1, усередині якої встановлено етажерку 2 з полицями. На етажерці розміщено деко з матеріалом. Сушильний агент піддається багатократній циркуляції з проміжним підігрівом (відцентровим вентилятором 4 та паровим калорифером 5). Повітря надходить до камери та проходить у горизонтальному напрямі між полицями. Шибер 6 призначено для регулювання кількості повітря, що надходить на рециркуляцію. Відпрацьоване повітря відводиться патрубком 7.

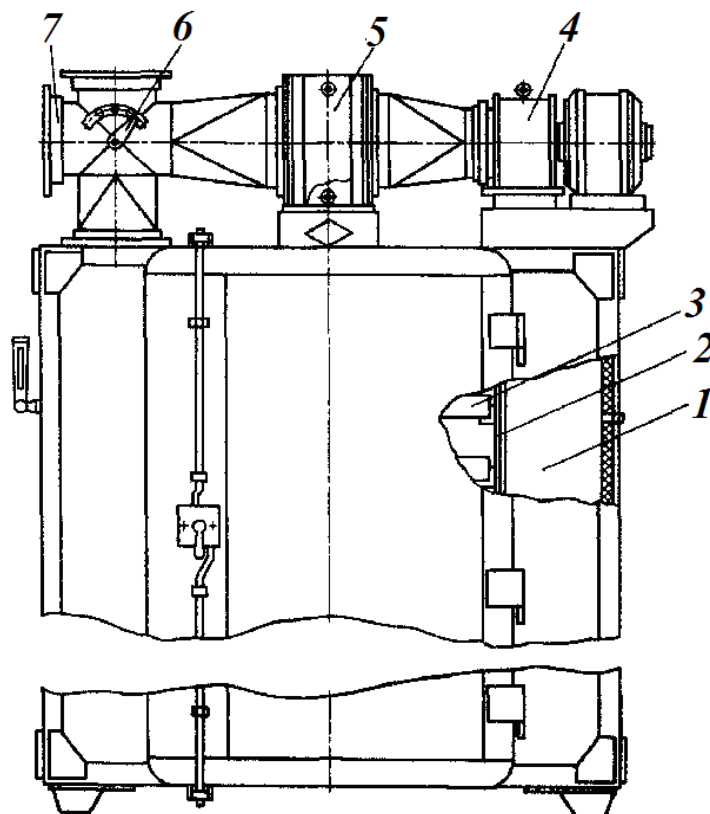


Рисунок 4.1 – Полична (камерна) сушарка

Температуру сушіння регулюють зміною кількості пари, яка подається до калорифера, та кількості теплоносія, що вводять до камери.

У тунельних сушарках сировинний матеріал переміщається по сушильній камері (тунелю) вагонетками, візками, люльками, захоплювачами підвісних конвеєрів. Довжина тунелю може досягати декількох десятків метрів (25–60 м), висота – 2,0–2,5 м. Паралельно (або перпендикулярно залежно від конкретної конструкції) осі тунелю циркулює сушильний агент (нагріте повітря, топкові гази, перегріта пара). На рисунку 4.2 наведено схему двосекційної тунельної сушарки, що працює з рециркуляцією відпрацьованого теплоносія. У першій за ходом сировини секції теплоносій та матеріал рухаються протітечійно, у другій, де температура теплоносія нижча, – протитечійно.

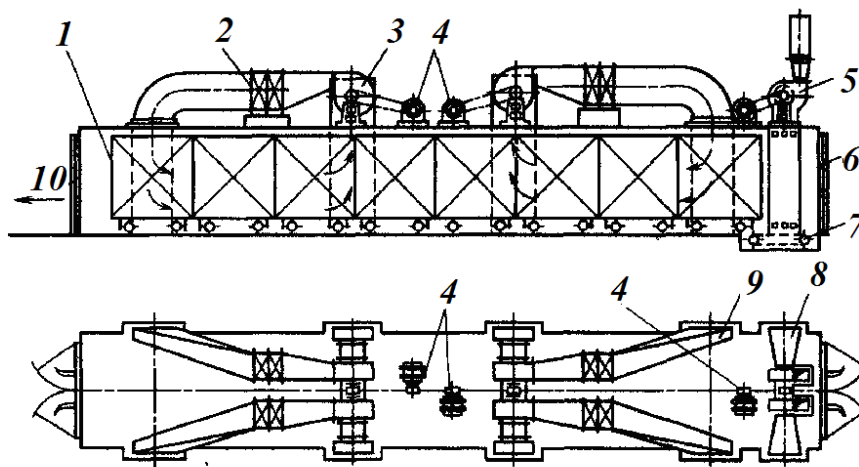


Рисунок 4.2 – Тунельна сушарка

Повітря, що нагрівається в калориферах 2, подається вентиляторами 3, оснащеними приводом 4, по газоходу 9 до секції сушіння. Відпрацьоване повітря через газоходи 8 відводиться з тунелю вентилятором 5. Вагонетки 1 встановлено впритул одна до одної по всій довжині тунелю, оснащеного дверима 6 та 10 на завантажувальному та розвантажувальному кінцях. Вагонетки переміщуються по похилій підлозі камери спеціальним штовхачем 7, який встановлено з боку завантаження та оснащено автономним приводом.

*Стрічкові сушарки* в основному призначено для сушіння штучних виробів, напівфабрикатів та сипкої сировини, за винятком тонкодисперсних пилоподібних матеріалів (пил не утримується на полотні та осідає на поверхнях калориферів, а органічний пил здатний обуглюватися і займатися). Як сушиль-



ний агент у цих машинах зазвичай застосовують нагріте повітря або топкові гази. Стрічкові сушарки (обладнання безупинної дії) виготовляють у вигляді одного або декількох, розміщених один над одним, стрічкових конвеєрів, розташованих усередині прямокутної сушильної камери. Як несуче полотно конвеєра звичайно застосовують металеву плетену сітку або перфоровані пластини. Стрічка може бути й суцільною (полотняною або з бельтінгу). Сировинний матеріал, насипаний на полотно конвеєра, продувається сушильним агентом. У сушарках із суцільною стрічкою теплоносій рухається над шаром матеріалу в напрямі, протилежному руху стрічки.

У п'ятисекційній одноярусній сушарці (рис. 4.3) матеріал транспортується стрічковим конвеєром 1. Повітря, що нагрівається в паровому калорифері 4, відцентровим вентилятором 5 подається до розподільного каналу б. Далі воно проходить через шар матеріалу 3 згори донизу та через вікна а повертається на рециркуляцію.

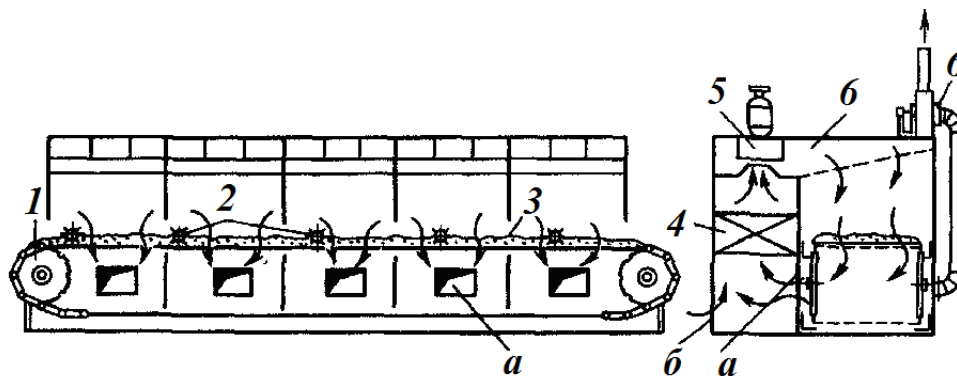


Рисунок 4.3 – Одноярусна стрічкова сушарка

Частина відпрацьованого повітря відводиться вентилятором б, а свіже повітря в необхідній кількості всмоктується через вікна б. Для вирівнювання вологості матеріалу по висоті шару в машині встановлено перетрушувачі 2, що являють собою валки з пальцями.

*Вальцювальньо-стрічкові сушарки* (рис. 4.4) застосовують для сушіння паstopодібних матеріалів.

Сушарка складається зі стрічкового конвеєра та формоутворювального сушильного вальця. На поверхні вальця, призначеного для попереднього фор-

мування та підсушування сировини, нанесені кільцеві канавки трапецеїдального профілю. Паста, що надходить з бункера 2, упресовується до канавок сушильного вальця 3 пресувальним валком. Валець та прес-валок обігріваються парою. Паста за один оберт вальця підсушується, знімається спеціальними ножами 4, що мають форму гребінки, надходить на конвеєр 5, а потім – на конвеєр стрічкової сушарки 6.

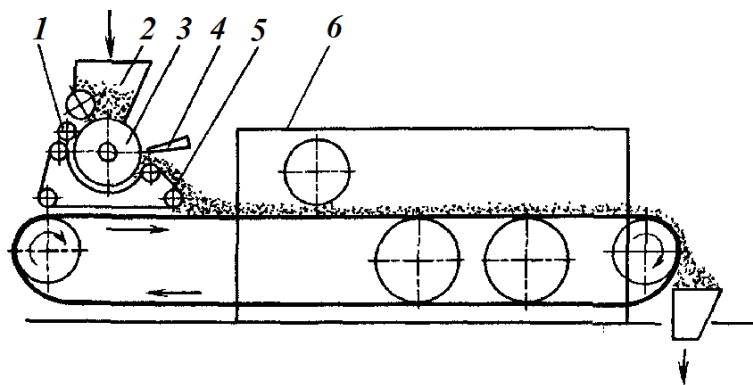


Рисунок 4.4 – Схема вальцювально-стрічкової сушарки

*Петлеподібні сушарки* застосовують при висушуванні тонких гнучких матеріалів (плівки, паперу, тканин та ін.). Конструкція цієї сушарки являє собою камеру прямокутного перерізу, в якій у вигляді петель переміщається сировинний матеріал, що провисає на поперечних планках. Планки закріплено в ланцюговому конвеєрі. Петельні сушарки введено до технологій виробництва паст (хімічно осадженої крейди, фарбників та ін.).

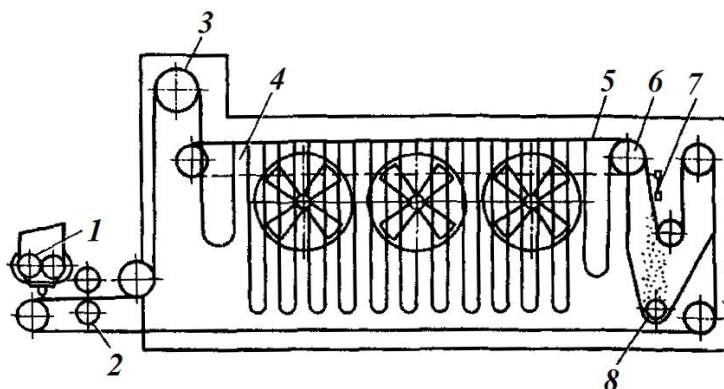


Рисунок 4.5 – Схема петельної сушарки

Схематично сушарку такого типу показано на рис. 4.5. У середині робочої

камери проходить нескінченна стрічка 4 з металевої сітки (глибина отворів 10–15 мм). Паста з бункера-живильника 1 надходить на вальці 2, що обігріваються парою. Валки вдавлюють сировину до отворів стрічки. Проїшовши напрямний барабан 3, стрічка з упресованим до неї матеріалом надходить до сушильної камери й утворює там петлі.

Утворення петель відбувається завдяки спеціальним поперечним планкам, закріпленим на стрічці. Планки спираються на ланцюговий конвеєр 5, розміщений у верхній частині сушильної камери. Далі напрямним роликом 6 стрічка відводиться до ударного пристрою 7, сухий продукт із отворів сита струшується до бункера. Із нього шнеком 8 висушений продукт відводиться із сушарки. Сушильний агент, як правило, рухається перпендикулярно до стрічки. У цих машинах матеріал сушиться інтенсивно, оскільки процес відбувається в шарі незначної товщини і мають місце двобічне обтікання теплоносієм стрічки й попереднє прогрівання матеріалу гарячими вальцями.

Як свідчить виробничий досвід, загальні недоліки стрічкових, вальцювально-стрічкових та петельних сушарок – великі габарити, складність обслуговування та нерівномірність роботи через перекося стрічки.

*Конвекційні барабанні сушарки* широко впроваджені в хімічну промисловість для висушування сипких матеріалів топковими газами або підігрітим повітрям в умовах прямотечійного або протитечійного рухів теплоносія й сировини. Ці апарати характеризуються великою економічністю завдяки можливості використання високотемпературних теплоносіїв. Крім того, вони мають значну продуктивність, надійні в роботі (працюють 6 000–8 000 годин без капітального ремонту).

Конструкція барабанної конвекційної сушарки (рис. 4.6) являє собою встановлений під кутом (близько 3–6°) до горизонталі обертовий барабан 3. На барабан надіті два бандажі 10 та зубчастий вінець 9 привода. Агрегат спирається бандажами на ролики, що вільно обертаються. Ролики закріплені на опорній рамі 3 та опорно-упорній станції 5. Два упорних ролики, встановлені на рамі опорно-упорної станції, обмежують осьовий зсув корпусу барабана.

Барабан обертається від моторного редуктора 4 через зубчастий вінець 9. Частота обертання барабана – 2–12 об/хв. На кінцях барабана встановлені завантажувальна камера 2 для введення вологого продукту і теплоносія й розвантажувальна камера 6 – для виведення продукту та відпрацьованого теплоносія з агрегата. Під час протитечійного руху висушуваного матеріалу й теплоносія останній уводиться в розвантажувальній камері, а виводиться – в завантажувальній.

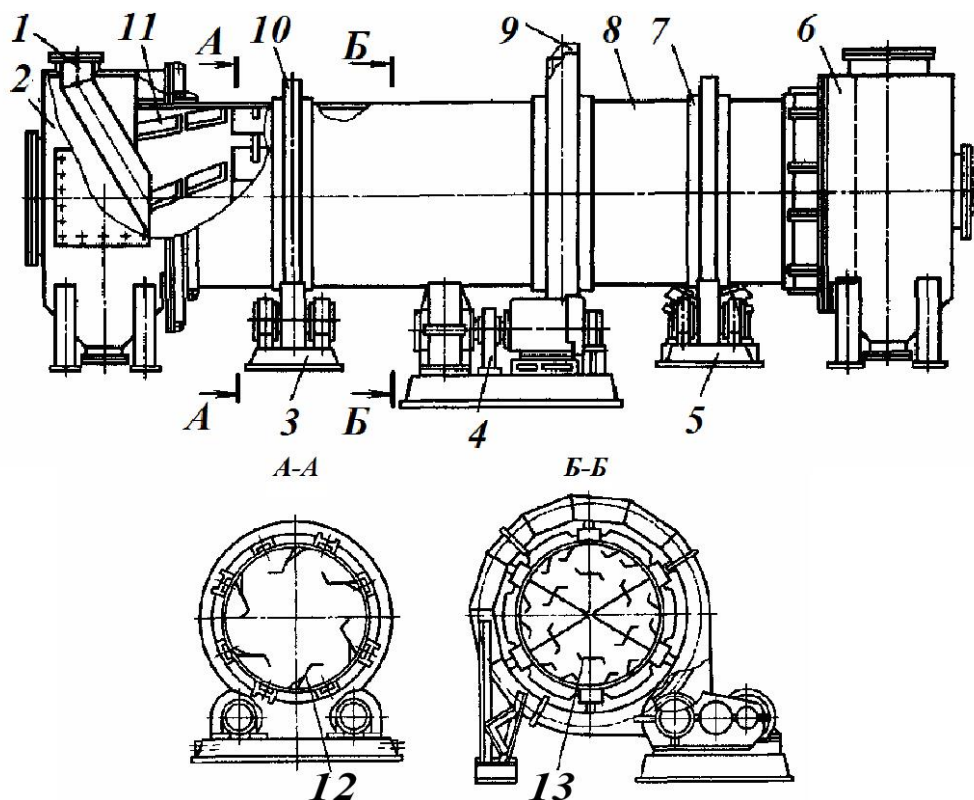


Рисунок 4.6 – Барабанна сушарка

Для завантаження барабанів, що обертаються, призначені живильники, встановлені над завантажувальною камерою. Матеріал надходить із живильника до барабана по похилих лотках 1 (кут нахилу – 60–70°), що забезпечує зсипання матеріалу в барабан.

Між камерами та барабаном установлюють ущільнення для зниження підсмоктування зовнішнього повітря. Це явище особливо небажане з боку подачі гарячого теплоносія, оскільки в такому випадку знижується температура сушильного агента та зростає швидкість його руху по робочій камері.

У барабані встановлені насадки, що забезпечують рівномірний розподіл матеріалу по перерізу. У барабані з боку надходження матеріалу розміщено приймально-гвинтову насадку 11, далі – основну насадку. У сушильних барабанах діаметром 1 000–1 600 мм для сипких сировинних матеріалів із розміром частинок до 8 мм як основну рекомендують застосовувати секторну насадку 13, а для сипких матеріалів із великими частинками для сировини, здатної до злипання, – лопатеву 12. Якщо матеріал за час сушіння відновлює сипкі властивості, то замість приймально-гвинтової необхідно застосовувати лопатеву насадку, а як основну – секторну.

Теплота передається матеріалу конвекцією від газів і теплопровідністю від нагрітої поверхні насадки та внутрішньої поверхні барабана. Об'єм барабана заповнюють сировиною, як правило, на 20 %. Матеріал рухається вздовж барабана, що обертається, оскільки його нахилено до горизонталі, а також під дією сил, що утворюються газом, який проходить через сушарку. Відносна швидкість газу в барабанній сушарці повинна становити 2–5 м/с (для зменшення винесення значної кількості матеріалу).

Висушений продукт відводиться з розвантажувальної камери лопатевим затвором або шнеком. Відпрацьовані гази проходять систему пилоочищення та виділяються в атмосферу.

Барабан сушарки – це сталева циліндрична обичайка з товщиною стінок 8–20 мм. Як свідчить виробничий досвід, барабан під час роботи має тенденцію дещо сплющуватися, особливо в перерізах під опорами. Щоб уникнути цього явища, барабан оснащують однією або декількома широкими кільцевими накладками 7, які приварюються до корпусу. Товщина накладок в 1,5–2 рази перевищує товщину барабана. Таким чином, утворюється підбандажна обичайка – жорстке кільце, що перешкоджає деформації барабана. Іноді підбандажну обичайку виготовляють єдиним товстим кільцем, яке зварюють із корпусом кільцевим швом.

Матеріалом для виготовлення бандажів, як правило, є сталі 40. Вони являють собою кільця прямокутного профілю та призначені для передавання тис-

ку від частин устаткування, що обертаються, на ролики. Останні виливають із чавуну СЧ18 або СЧ21. Нерівна міцність роликів та бандажів призводить до зношування роликів, виготовити які дешевше та простіше, ніж бандаж.

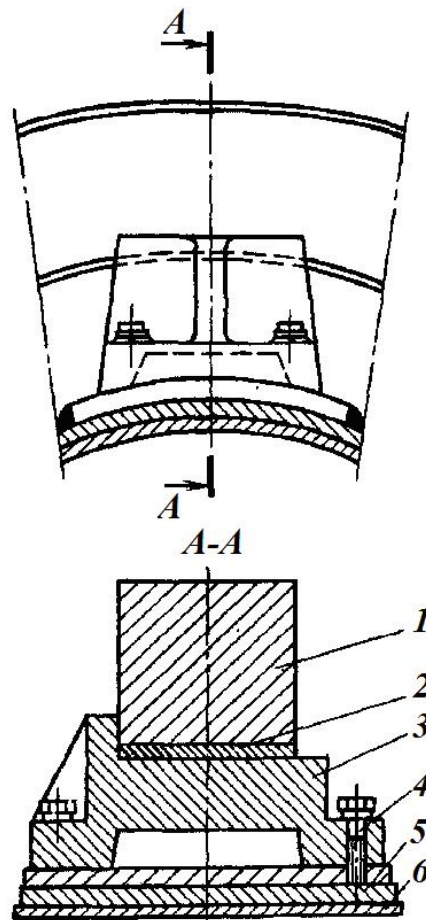


Рисунок 4.7 – Вузол кріплення бандажа до барабана

Бандажі *1* (рис. 4.7) закріплюють на барабані *6* башмаками *3*, які приєднують до кільцевих накладок *5* зварюванням або на нарізному з'єднанні (болтами *4*). Виступи двох сусідніх башмаків повернено в різні боки, що запобігає осьовому зсуву бандажа вздовж барабана. Зазор між башмаком *3* та бандажем *1* регулюють підкладками *2*.

Опорно-упорна станція (рис. 4.8) складається з основної плити *4*, на якій закріплено чотири підшипникові вузли *3* для опорних роликів *2*, а також упорних роликів *5*, розміщених під кутом до вертикалі. Бандаж *1* упирається в ролики *5* торцевими поверхнями.

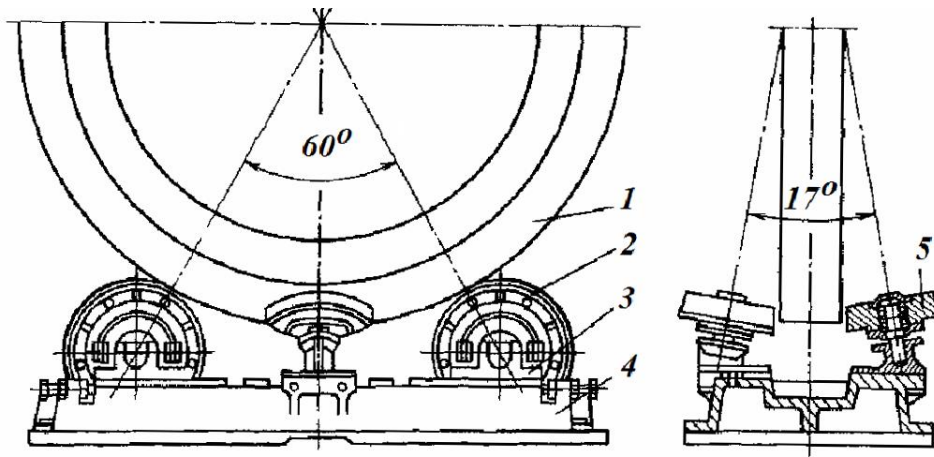


Рисунок 4.8 – Опорно-упорна станція

Під час роботи сушарки всередині барабана, як правило, підтримують незначне розрідження (50–250 Па) для виключення потрапляння до цеху запиленних топкових газів. У зв'язку з цим стики барабана з камерами необхідно ущільнювати. За галузевими стандартами в місцях з'єднання барабана із завантажувальною та розвантажувальною камерами встановлюють сальникові стрічкові або секторні ущільнення. У сушарках діаметром 1 000–2 800 мм та температурою стінки барабана до 90 °С рекомендується застосовувати стрічкове ущільнення (рис. 4.9), а при вищих значеннях температури – сальникове. У сушарках більшого діаметра рекомендується секторне ущільнення (рис. 4.10).

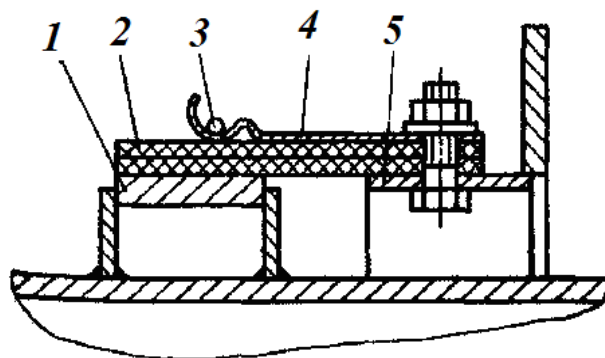


Рисунок 4.9 – Стрічкове ущільнення барабанної сушарки

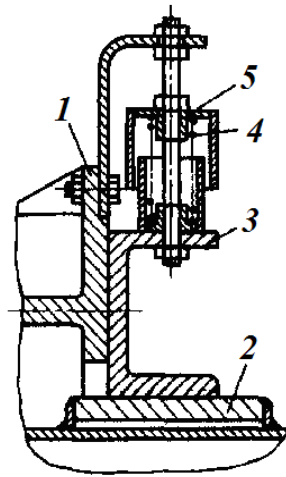


Рисунок 4.10 – Секторне ущільнення

У стрічковому ущільненні один кінець багатошарової стрічки 2 (рис. 4.9) закріплено на нерухомому кільці 5 камери, а інший заведено на кільце 1, укріплене на барабані. Стрічка притиснута до рухомого кільця кільцем 3 із дроту через накладки 4. Секторне ущільнення (рис. 4.10) складається з рухомого кільця 2, що обертається разом із барабаном, та нерухомого кільця 1. До рухомого кільця 2 пружинами 4 притискаються десять секторів 3. Пружини 4 спираються на стакани 5.

#### 4.3.2. Сушильне обладнання для процесів у псевдозрідженому (киплячому) шарі

Проведення процесу сушіння в киплячому шарі дозволяє значно інтенсифікувати видалення вологи з матеріалу за таких причин: збільшується поверхня контакту між частинками сировини та сушильним агентом, вирівнюються температура і вологість матеріалу в об'ємі шару. Внаслідок цього апарати псевдозрідженого шару переважають за застосуванням барабанні сушарки, наприклад у технологіях сушіння вапняку, кам'яного вугілля та ін. В обладнанні з киплячим шаром можна одночасно проводити декілька процесів (сушіння та випалювання, сушіння і грануляцію та ін.). До недоліків таких сушарок необхідно віднести підвищену питому витрату енергії, пилоутворення та пов'язану з цим небезпеку виникнення вибухонебезпечних концентрацій пилу в повітрі.

Серед агрегатів киплячого шару розрізняють одно- та багатосекційні су-



шарки. Односекційні апарати більш прості за конструкцією та з ними виникає менше проблем експлуатаційного характеру. Їх застосовують головним чином для видалення незв'язаної вологи із сипких матеріалів. Багатосекційні апарати застосовують для видалення зв'язаної вологи із сировини, для цього потрібна висока рівномірність сушіння.

Проста однокамерна сушарка являє собою вертикальний апарат круглого або прямокутного перерізу з установленими на нижній частині розподільними ґратами, через які надходить теплоносіє.

Очевидно, що за відсутності теплоносія або при дуже малій його швидкості зернистий матеріал нерухомо лежить на ґратках щільним шаром. Зі збільшенням швидкості надходження теплоносія на вузькому інтервалі швидкостей спочатку спостерігається розбухання шару (сировина залишається нерухомою). Згодом при досягненні теплоносієм деякої критичної швидкості псевдозрідження шар матеріалу наближається до стану кипіння (псевдозрідження). Із подальшим зростанням швидкості теплоносія режим псевдозрідження змінюється на пневмотранспорт, початок якого характеризується швидкістю газового потоку (швидкістю віднесення).

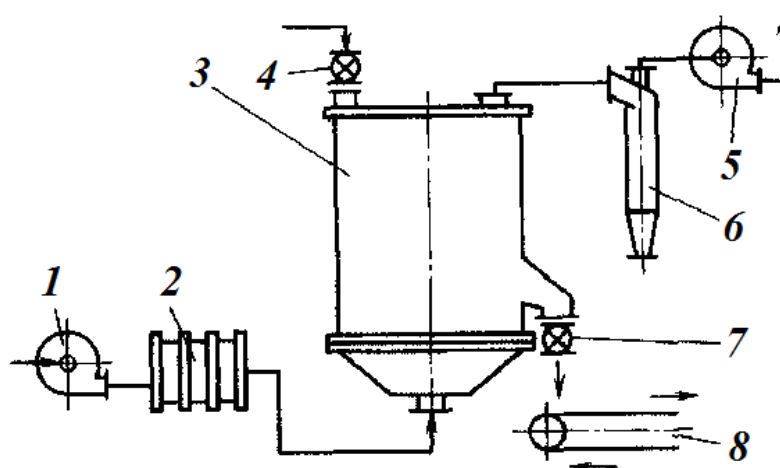


Рисунок 4.11 – Схема однокамерної установки для сушіння сульфату амонію у псевдозрідженому шарі

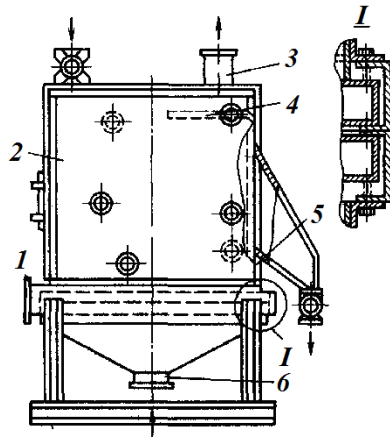


Рисунок 4.12 – Робоча камера сушарки з псевдозрідженим шаром

На рисунку 4.11 схематично показано *установку для сушіння сульфату амонію гарячим повітрям у режимі псевдозрідженого шару*. Вологий матеріал секторним живильником 4 завантажується до сушильної камери 3, куди із калорифера 2 вентилятором 1 нагнітається повітря, нагріте до температури 120 °С. Висушений продукт через вивантажувальний пристрій 7 надходить на конвеєр 8. Відпрацьоване повітря проходить через циклон 6 та відводиться до атмосфери вентилятором 5.

Конструкція сушильної камери цієї установки (рис. 4.12) являє собою прямокутний короб 2. Через люк 1 до нижньої частини короба вмонтовано газорозподільний пристрій. Нагріте повітря надходить через горловину 6 та відводиться через патрубок 3, огинаючи відбійник 4 (первинний сепаратор). Переливний поріг 5 забезпечує необхідний рівень киплячого шару.

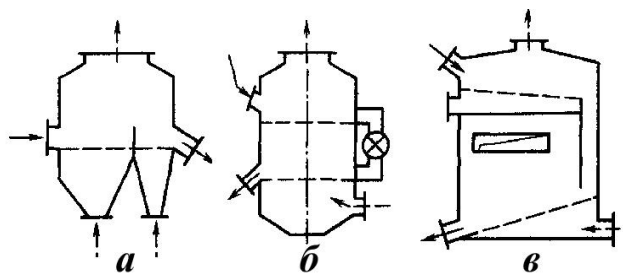


Рисунок 4.13 – Схеми двосекційних сушарок із псевдозрідженим шаром (суцільні та штрихові стрілки відповідають матеріалу і теплоносію):  
*a* – горизонтальної; *б* – вертикальної з виносним перетічним пристроєм;  
*в* – вертикальної із внутрішнім перетічним пристроєм

На рисунку 4.13 зображено схеми *двосекційних сушарок*. Останнім часом апарати киплячого шару з успіхом впроваджують до технологій сушіння пастоподібних матеріалів, розчинів та суспензій. У даному випадку як шар зернистого матеріалу застосовують гранули висушеного продукту або інший інертний носій (пісок, фарфорові кульки, фторопластову крихту).

Процес сушіння паст на гранулах висушеного матеріалу можна приблизно описати так. Рідкий або пастоподібний матеріал надходить через форсунки на поверхню псевдозріджених гранул висушеного продукту, внаслідок цього відбувається збільшення їх розміру. Волога з матеріалу в киплячому шарі відділяється як за рахунок стирання, так і через розжарювання сухих гранул, що спричиняє утворення нових частинок (центрів гранулоутворення). Сушарки комплектують сепаратором, засобами якого відбувається виведення з апарата великих та повернення до процесу дрібних частинок.

Основна умова ефективної реалізації сушильного процесу в апаратах із киплячим шаром – рівномірний розподіл вологого матеріалу та сушильного агента по перерізу апарата, що забезпечується правильним вибором конструкції живильників сировини, затворів на лінії вивантаження сухого продукту та газорозподільних пристроїв.

*Газорозподільні пристрої* (ґрати) виконують подвійну функцію – рівномірно розподіляють газовий потік по перерізу апарата та підтримують шар при зупиненні сушарки, тобто виключають потрапляння частинок у підґратчастий простір. Як газорозподільні пристрої застосовують провальні та безпровальні ґрати. Провальні ґрати – це перфоровані плити з діаметром отворів 2–3 мм (іноді – до 5 мм) та площею перерізу 3–10 % від площі апарата.

На рисунку 4.14 наведено схеми безпровальних газорозподільних ґрат. Плоскі ґрати (рис. 4.14 а) складаються з ряду пластин, що перекривають одна одну. Вони забезпечують перемішування матеріалу поблизу ґрат, тобто в зоні найбільш високих температур. Теплота відводиться інтенсивно, застійні зони відсутні, практично виключається потрапляння матеріалу під ґрати. Досвід експлуатації цих конструкцій в апаратах із площею поперечного перерізу до 10 м<sup>2</sup>

показав їх високу надійність. Такі ґрати рекомендують для сушіння матеріалів, здатних за високих температур утворювати щільні гранули.



Рисунок 4.14 – Схеми безплавальних газорозподільних ґрат:

*a* – плоскі; *б* – жолобчасті; *в* – щілинні

Для проведення сушіння волокнистих продуктів необхідно застосовувати жолобчасті ґрати (рис. 4.14 б). Газ надходить до ґрат тангенціально, при цьому досягається інтенсивне перемішування частинок висушуваного матеріалу.

Безплавальні ґрати щілинного типу (рис. 4.14 в) являють собою два ряди колосників. Осі щілин верхнього та нижнього рядів взаємно зміщені. Недоліки цієї конструкції ті самі, як і у перфорованих плит.

За температури теплоносія, що надходить, до 400 °С ґрати можна проектувати як одну деталь. За вищих температур їх необхідно виготовляти з окремих колосників для унеможливлення руйнування конструкції через надмірні температурні деформації.

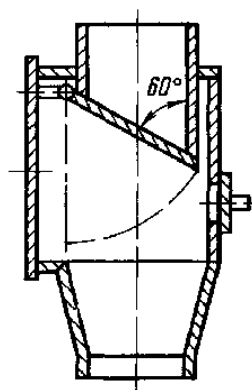


Рисунок 4.15 – Затвор-мигалка

Для вивантаження матеріалу з апаратів киплячого шару та видалення пилу з циклонів застосовують лопатеві, шнекові затвори та затвори-мигалки (рис. 4.15). Для поліпшення герметизації апарата іноді ставлять по два затвори-мигалки на одній вертикальній ділянці. Надійність їх роботи підвищується зі збільшенням відстані між ними. Для підвищення надійності можна встановити

лопатевий затвор та шнек.

Для завантаження сушарок киплячого шару сипкими матеріалами, як правило, застосовують лопатеві та шнекові живильники, а для подачі розчинів, суспензій та паст – форсунки.

*Аерофонтанні сушарки.* Для видалення слабозв'язаної вологи з дисперсних матеріалів різнорідного гранулометричного складу в умовах, коли швидкість літання частинок (швидкість обтікання газом частинки, за якою сила гідродинамічної дії потоку врівноважується силою тяжіння) значно змінюється в процесі сушіння, застосовують аерофонтанні сушарки. Вони являють собою апарати циліндрово-конічної форми. У конічній частині відбувається циркуляція частинок висушуваного матеріалу в потоці теплоносія. Цей процес триває до того часу, поки внаслідок видалення вологи їх швидкість літання не стане меншою за швидкість самого газового потоку. Висушений матеріал вивантажують через бічний отвір у циліндричній частині сушарки або в міру висихання він пневмотранспортом виноситься з об'єму апарата до пиловловлювальної системи.

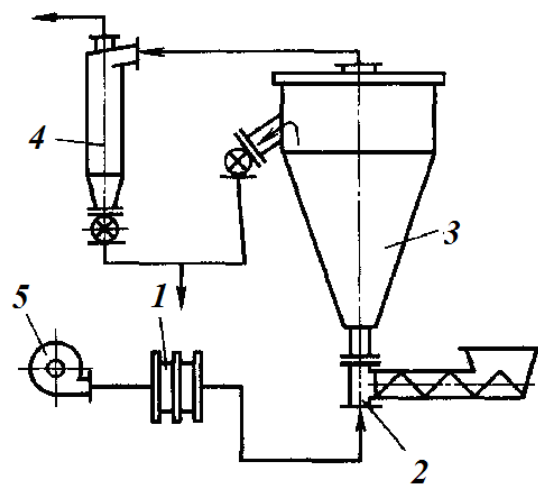


Рисунок 4.16 – Схема установки з аерофонтанною сушаркою

Установка для сушіння матеріалу в режимі фонтануючого шару (рис. 4.16) містить аерофонтанну сушарку 3, до якої вентилятором 5 подається повітря, що нагрівається в калорифері 1. Гарячий сушильний агент підхоплює вологий матеріал, що надходить із живильника 2, і подає його до нижньої частини конуса сушарки. У верхній частині конуса швидкість повітря зменшується.

ся, і матеріал починає рухатися у зворотному напрямі вздовж стінок апарата, що приводить до інтенсивної циркуляції. Для очищення повітря призначений циклон 4.

Аерофонтанні сушарки проектують як із газорозподільними ґратами, так і без них; в останньому випадку швидкість газу у вузькій частині апарата беруть такою, що дорівнює стійкій швидкості пневмотранспорту  $w_{II} = (1,5 - 2)w_B$ , де  $w_B$  – швидкість літання частинок. У широкій частині апарата швидкість газу наближається до швидкості псевдозрідження.

#### 4.3.3. Апарати для сушіння матеріалів у режимі пневмотранспорту

Пневматичне сушіння (сушіння в режимі пневмотранспорту) сипких матеріалів, з яких у процесі відводиться вільна або слабозв'язана волога, широко використовують у хімічній промисловості. Для сушіння сировини з великими частинками (більше 8–10 мм), а також для видалення з матеріалу зв'язаної вологи ці апарати не застосовують.

Сушіння в режимі пневмотранспорту реалізують головним чином у трубах-сушарках (пневмотрубах), а також у вихрових та циклонних сушарках.

У хімічній промисловості найчастіше застосовують труби-сушарки. Діаметр цих сушарок іноді досягає 1 м, довжина – до 25 м. Ці апарати характеризуються значною швидкістю теплоносія (10–40 м/с), тому час сушіння, як правило, становить декілька секунд, через що сировина не перегрівається, не спікається та не прилипає до стінок обладнання. На рисунку 4.17 зображено схему установки для сушіння мінеральних солей у режимі пневмотранспорту. Матеріал із бункера 2 двошнековим живильником 1 подається до труби 3, в яку з калорифера 8 надходить гаряче повітря. Сировина підхоплюється теплоносієм і транспортується до циклона 4. У трубі 3 відбувається інтенсивне сушіння матеріалу. Із циклона висушений матеріал вивантажується через затвор 7, а сушильний агент, пройшовши систему тонкого пилоочищення 5, відводиться до атмосфери вентилятором 6.

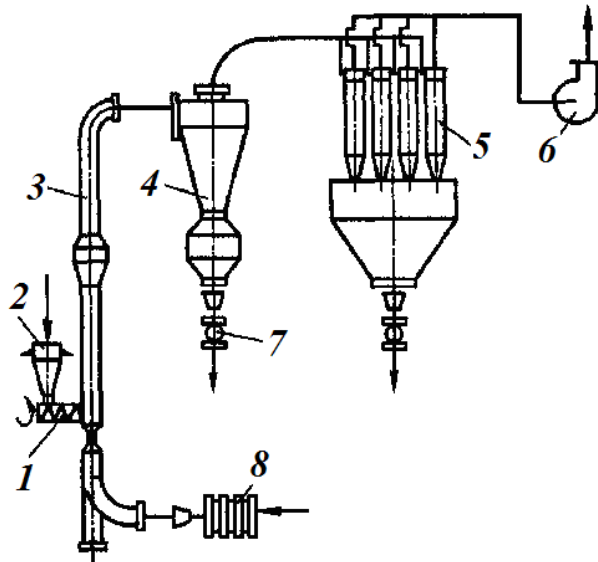


Рисунок 4.17 – Схема установки для сушіння в режимі пневмотранспорту

У таких сушарках процес особливо інтенсивний на початковій ділянці труби, де відносна швидкість газу і твердих частинок ще значна. Надалі, в міру зменшення цієї швидкості, ефект тепло- та масообміну різко знижується. Хоча довжина початкової ділянки в трубах-сушарках постійного перерізу незначна (1,5–2,0 м), саме на ній відводиться основна (до 55 %) частина вологи. Для інтенсифікації сушіння створюють нестационарні умови руху газової суспензії по довжині пневмотруби, для чого її оснащують розширювачами, внутрішніми гвинтовими вставками та ін. Так, труба 3 (рис. 4.17) посередині має розширювач, після якого відбувається різке збільшення відносної швидкості матеріалу й теплоносія. Труби-сушарки особливо ефективні при рециркуляції твердої фази або при багатоступінчастому сушінні. В останньому випадку при правильному виборі параметрів режиму процесу на кожному ступені можна одержувати продукт із нижчою залишковою вологістю.

У промисловості широкого використання набули апарати, що поєднують попереднє сушіння в пневмотрубах із додатковим сушінням матеріалу в апаратах іншого типу, наприклад у сушильному устаткуванні з киплячим шаром.

#### 4.3.4. Комбіновані сушарки

У розглянутих сушарках через незначну тривалість контакту сушильного агента із сировиною ступінь використання теплоти низький. Більш повно потенціал сушильного агента розкрито в комбінованому сушильному обладнанні. Наприклад, у комбінованій сушарці типу «циклон – киплячий шар» (рис. 4.18), яку розроблено для зневоднення полімерних матеріалів.

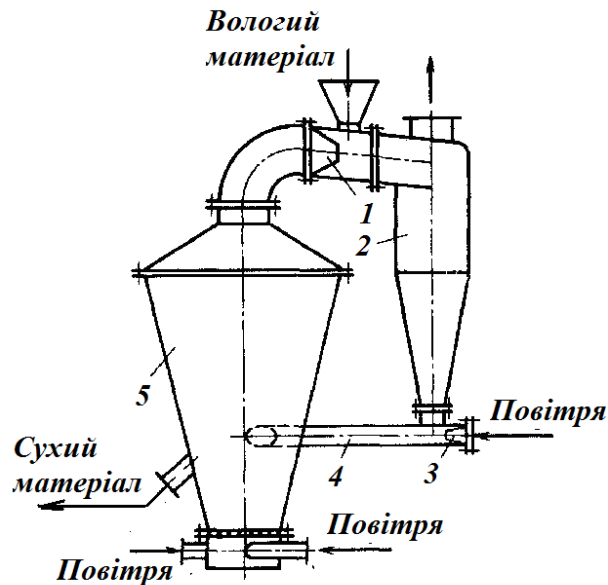


Рисунок 4.18 – Сушарка типу «циклон – киплячий шар»

Вологий матеріал подається відпрацьованим сушильним агентом через пневможивильник 1 до циклона 2, де відбуваються підсушування та змішування вологої сировини із частинками сухого матеріалу, що відносяться з попереднього ступеня сушіння. Це перешкоджає злипанню та грануляції матеріалу в циклоні. Матеріал, який став сипким, підхоплюється в живильнику 3 свіжим сушильним агентом і надходить до пневмотруби 4, де видаляється незв'язана волога, а потім – до сушарки киплячого шару 5. Кінцева вологість продукту досягається створенням киплячого шару відповідної висоти.



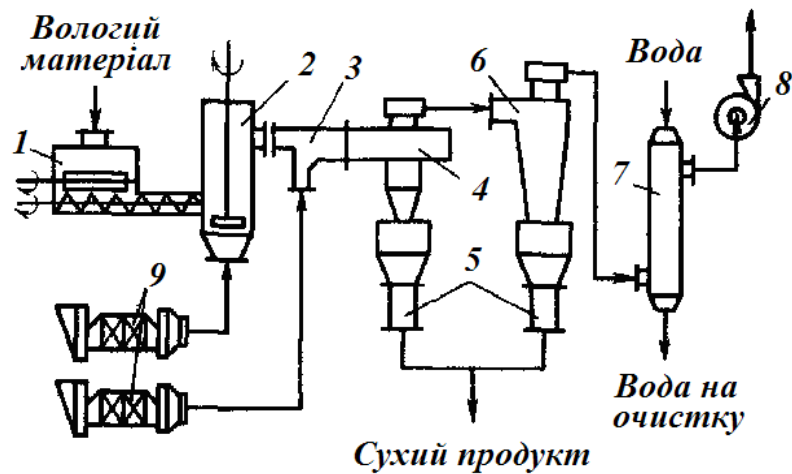


Рисунок 4.19 – Схема комбінованої сушильної установки

Комбінована сушильна установка (рис. 4.19), яку розроблено на базі вихрових сушарок та дезагрегаторів-підсушувачів. Останні забезпечують дезагрегацію – подрібнення сировинних матеріалів, здатних до злипання, та їх попереднє підсушування. Це виключає налипання матеріалу на стінки вихрової сушарки. Нагріте в калориферах 9 повітря надходить до сушарки двома потоками: основним та допоміжним. Допоміжний потік повітря прямує до дезагрегатора-підсушувача 2, до якого через живильник-дозатор 1 подається вологий матеріал. Суспензія матеріалу, що утворюється, надходить до змішувача 3, куди також подається основний потік повітря. Далі суспензія надходить у вихрову сушарку 4. Висушений продукт відокремлюється від повітря як у самій сушарці, так і в циклоні 6 та відводиться через затвор 5. Для додаткового очищення відпрацьованого повітря встановлюють скруббер 7, звідси повітря відганяється вентилятором 8.

#### 4.3.5. Розпилювальні сушарки

Це обладнання призначене для сушіння розчинів та суспензій з одержанням готового продукту у вигляді порошків або гранул. Апарати забезпечують інтенсивне видалення вологи із сировини при короткотривалому, як правило, прямотечійному, контакті із сушильним агентом. Тому таке обладнання застосовують для сушіння термолабільних продуктів біологічного та органічного синтезу з великою початковою вологістю. У цих апаратах завдяки тонкому роз-

пиленню матеріалу досягається настільки значна поверхня випаровування, що процес висушування завершується дуже швидко (за 15–20 с). Крім того, незважаючи на значну температуру сушильного агента, температура на поверхні матеріалу залишається порівняно невисокою. Тобто через короткочасність процесу та м'які умови сушіння властивості матеріалу не змінюються.

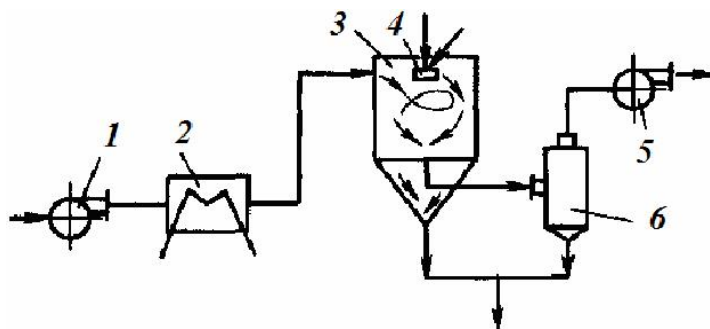


Рисунок 4.20 – Схема установки з розпилювальною сушаркою

Схему установки з розпилювальною сушаркою наведено на рис. 4.20. Вентилятором 1 повітря через калорифер 2 подається до розпилювальної сушарки 3. Вона являє собою циліндричну камеру, у верхній частині якої встановлено розпилювальний пристрій 4 у вигляді відцентрово-розпилювального механізму або форсунки (пневматичної або механічної). Конічне або плоске днище сушильної камери оснащено спеціальними гребками, що забезпечують вивантаження продукту. Сушильний агент, пройшовши пилоочисний пристрій 6 (циклон, рукавний фільтр), вентилятором 5 відводиться з апарата до атмосфери.

За способом розпилювання сировинних матеріалів типові розпилювальні сушильні апарати класифікують на відцентрово-розпилювальні сушарки (ВР) та форсунково-розпилювальні (ФР).

Відцентрові розпилювальні сушарки мають спеціальні відцентрові розпилювальні механізми, конструкція яких складається з електродвигуна, редуктора, що підвищує оберти, та вертикального вала з установленим на ньому розпилювальним диском. У деяких конструкціях диск приводиться в дію паровою або газовою турбіною. Рідина розпилюється при її надходженні на диск, що швидко обертається.

У сучасній практиці хімічного машинобудування застосовують *розпилювальні диски* різної конструкції (рис. 4.21), вибір якої залежить від властивостей сировини та продуктивності.

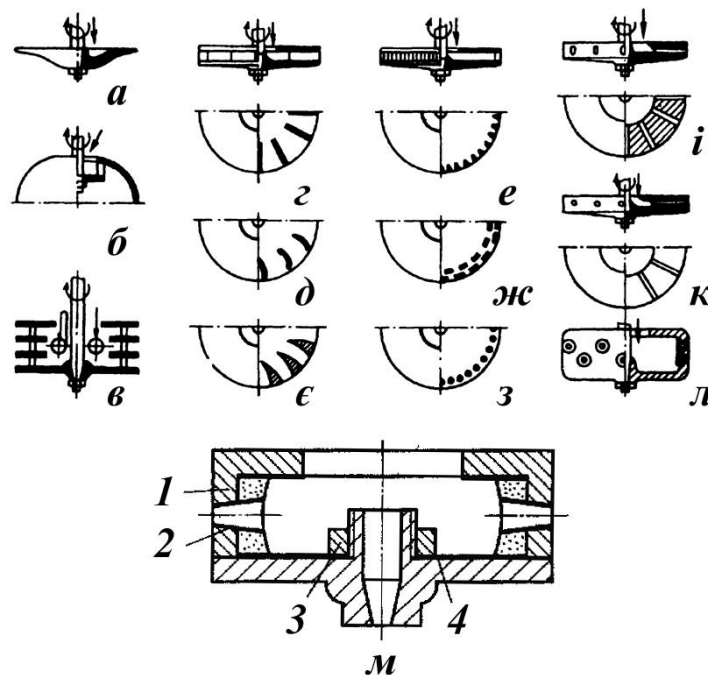


Рисунок – 4.21. Конструкції розпилювальних дисків:

*a – в* – гладкі; *г – з* – лопатеві; *к – л* – соплові; *м* – для розпилювання ерозійних матеріалів

Диск для розпилення ерозійних матеріалів складається (рис. 4.21 м) зі сталевого корпусу *1*, змінних сопел *2* та захисної змінної пластини *4*, притисненої до диска гайкою *3*. Відмітна особливість диска – сопло, заглиблене на 10–20 мм, тому тверді частинки утворюють на поверхні диска захисний шар, і свіжа пульпа переміщається до сопел шаром матеріалу. Лопатеві диски, як правило, застосовують для розпилення суспензій, яким не характерні ерозійні властивості. *Форсунково-розпилювальні сушарки* комплектують пневматичними або механічними форсунками.

Механічні форсунки (рис. 4.22), що застосовують у сушильному обладнанні, працюють за тиску 3–20 МПа. Відмітна особливість цих пристроїв – висока енергетична економічність, компактність та безшумність під час роботи. До істотних недоліків необхідно віднести важкість регулювання продуктивнос-

ті й часте засмічення вихідних отворів. Через це механічні форсунки не призначені для розпилювання суспензій і пастоподібних сировинних матеріалів.

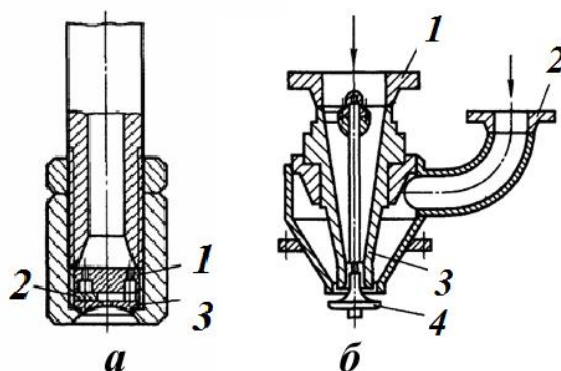


Рисунок 4.22 – Розпилювальні форсунки

*Конструкція механічної форсунки* (рис. 4.22 а) складається з корпусу і трьох щільноприлеглих один до одного дисків. Перший диск 1 являє собою розподільник розчину. Він має вісім отворів і кільцевий канал, з якого розчин надходить до другого диска 2. Тангенціальними каналами диска 2 розчин рухається у вихрову камеру, розміщену в центрі. Закручений струмінь розчину виходить з отвору в третьому нижньому диску 3 й під дією відцентрових сил розпадається на дрібні краплі.

*Пневматичні форсунки* призначені для розпилювання емульсій, розчинів та суспензій із широким діапазоном зміни дисперсності твердої фази. Для розпилювання застосовують стиснене повітря або водяну пару з тиском 0,5–0,6 МПа. В'язкість рідинної фази незначно впливає на можливість застосування цих форсунок. Вони надійні в експлуатації, регулювання продуктивності відбувається відносно просто. До недоліків пневматичних форсунок необхідно віднести неоднорідність розпилювання та підвищену витрату енергії.

У пневматичній форсунці (рис. 4.22 б) повітря під тиском подається патрубком 1, розчин, який розпилюється, – патрубком 2. На виході з форсунки розчин підхоплюється потоком повітрям, що виходить із кільцевої щілини між корпусом 3 і тарілкою 4.

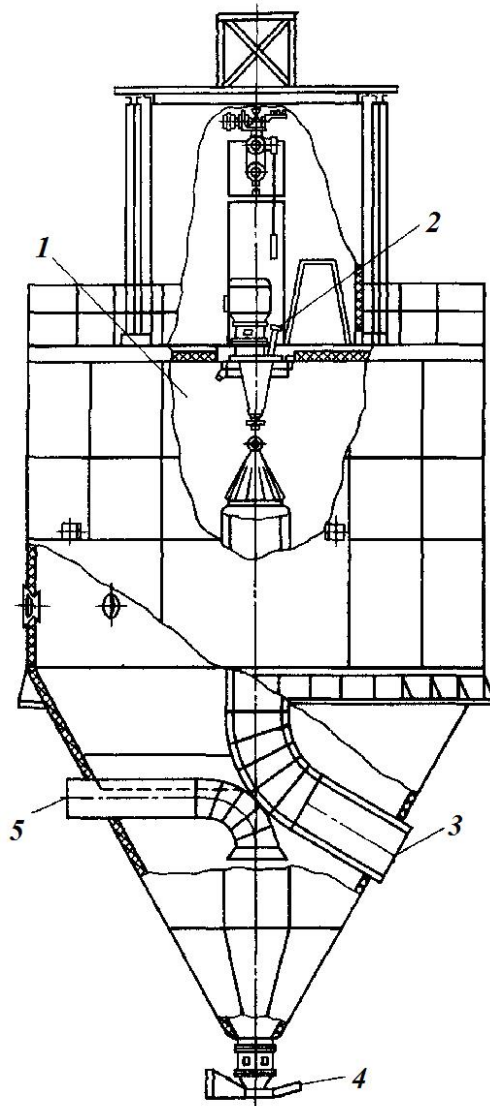


Рисунок 4.23 – Відцентрово-розпилювальна сушарка

У верхній частині сушильної камери 1 відцентрово-розпилювальної сушарки розміщено відцентрово-розпилювальний пристрій 2 (рис. 4.23). Гарячий сушильний агент газоходом 3 подається до факела розпилу висушуваної суспензії. Відпрацьований сушильний агент відводиться через газохід 5, а готовий продукт – через затвор 4 у нижній частині конічного днища.

Розпилювальні сушильні апарати з відцентровими дисками та форсунками мають багато конструкційних відмінностей. Діаметр форсунково-розпилювальних сушарок менший, відношення довжини камери  $H$  до її діаметра  $D$  для камер, форсунок, як правило, становить  $H/D = 1,5 - 2$ , а в спеціальних конструкціях (наприклад, при одержанні готового продукту у вигляді гранул

грубим розпилюванням) може становити  $H/D = 5$ . Для сушарок із дисковим розпилом  $H/D = 0,8 - 1$ . Як правило, сушильна камера таких апаратів являє собою вертикальну циліндричну обичайку з плоскою кришкою та конічним або плоским днищем, в якому розміщений пристрій.

#### 4.3.6. Контактні сушарки

Відмітною особливістю контактних кондукційних сушарок є те, що в них вся теплота передається висушуваному матеріалу теплопровідністю від нагрітої поверхні, а повітря або інші гази, призначені лише для відведення вологи, що випарувалася, – з робочого об'єму агрегата. Як джерело теплоти в цьому обладнанні використовують водяну пару, висококиплячі органічні розчинники, а також розплави солей і металів. Процес сушіння в кондукційних сушильних агрегатах відбувається як за атмосферного тиску, так і під вакуумом. Останній варіант застосовують при сушінні матеріалів, здатних сильно окиснюватися (тобто існує необхідність їх захисту від дії кисню повітря), а також термолабільних, токсичних, пожежо- та вибухонебезпечних речовин.

У хімічній промисловості серед періодично діючих кондукційних сушарок найбільшого поширення набули поличні вакуумні й барабанні вакуумні. Серед безупинно діючих – барабанні контактні та вальцювальні.

*Полична кондукційна сушарка* являє собою горизонтальний циліндричний апарат із відкидною кришкою, всередині якого на стояках розміщено порожні нагрівальні плити, в яких циркулює теплоносії. Матеріал, що надходить на сушіння, завантажують на листи. Їх устанавлюють на нагрівальні плити. Процес сушіння в цих апаратах може тривати десятки годин. Для запобігання утворенню кірок апарат періодично відкривають і матеріал перемішують.

Більшою інтенсивністю процесу сушіння відрізняється висушування матеріалу у вакуумі, що відбувається в барабанних обертальних сушильних агрегатах. Серійно випускають барабанні вакуумні сушарки із плаваючим барабаном та роторні. Роторну барабанну вакуумну сушарку схематично зображено на рис. 4.24. Конструкція цієї машини являє собою горизонтальний циліндрич-

ний барабан із сорочкою 2, усередині якого встановлено ротор 3 (або перемішувальний пристрій). Реверсивне обертання ротора – автоматичне: напрям обертання змінюється кожні 5–8 хв. Гребки ротора зігнуто на одній половині барабана в один бік, на іншій половині – у протилежний, тому під час обертання ротора в один бік сировина, завантажена через люк 5, спочатку переміщається до периферії барабана, а потім, при обертанні ротора в інший бік, – до розвантажувального люка 4, розміщеного всередині барабана.

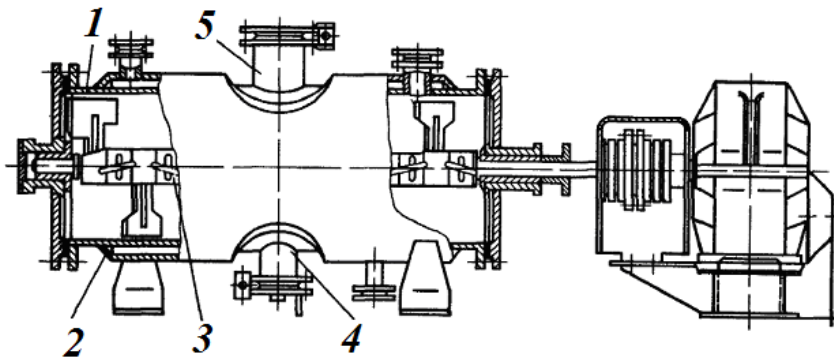


Рисунок 4.24 – Барабанна вакуумна сушарка

*Вальцювальні сушарки* призначені для оброблення в'язких і пастоподібних сировинних матеріалів за атмосферного тиску або під вакуумом. Це обладнання безперервної дії. Їх основний робочий елемент – порожні вальці, що обігріваються зсередини. На зовнішню поверхню вальців знизу або зверху надходить пастоподібний або рідкий матеріал, що виявляє адгезійні властивості до матеріалу вальців. Сушіння сировини відбувається у тонкому шарі, що створює умови для рівномірного висушування матеріалу і виключає можливість його пошкодження. Тривалість оброблення – незначна.

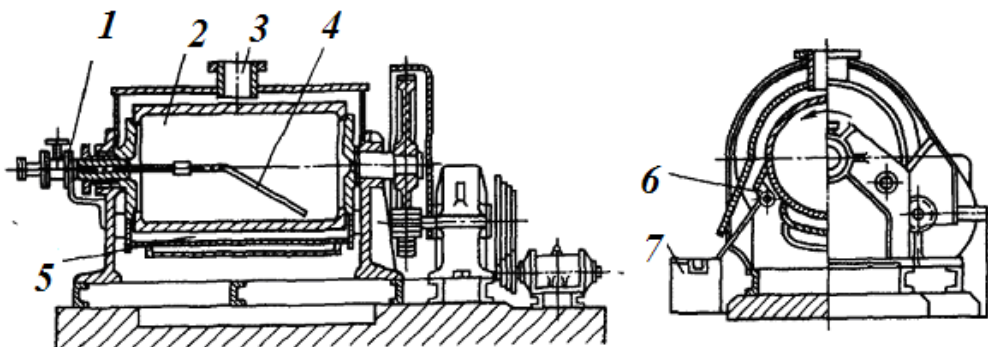


Рисунок 4.25 – Одновальцювальна сушарка

*В одновальцювальній сушарці* (рис. 4.25) обертається порожній гладкий валець 2, що обігрівается. Нижня частина вальця занурена в корито 5 із сировиною. До середини вальця через цапфу подається нагрівальна пара, а через трубку 4 відводиться конденсат. Оберти вальцям передаються через шестерні, встановлені на цапфах сушарки. Частоту обертання вибирають залежно від необхідної тривалості процесу оброблення сировини. Під час обертання вальця матеріал тонкою плівкою налипає на гарячу поверхню та висихає за один оберт. Висушений продукт зрізається ножом 6 та надходить до шнека 7. Волога, що випарувалася, відводиться через штуцер 3 вентилятором.

Вакуумні вальцювальні сушарки працюють так само, але в них робочі елементи розміщені всередині герметичного кожуха, з'єднаного з вакуумною системою.

#### *4.3.7. Спеціальні види сушарок*

*У радіаційних сушарках* тепло, необхідне для випаровування вологи, підводиться інфрачервоними променями. У промисловості застосовують терморадіаційні сушарки з електричним та газовим обігріванням.

При електричному обігріванні як інфрачервоні випромінювачі застосовують спеціальні лампи із дзеркальними відбивачами або елементи опору (панельні чи трубчасті). При газовому обігріванні випромінювачами є металеві або керамічні плити, що нагріваються відкритим полум'ям чи продуктами горіння.

Останнім часом широкого впровадження набули безполуменеві пальники. Сутність цього методу нагрівання полягає в тому, що при пропусканні з певною швидкістю суміші горючого газу та повітря через пористу кераміку горіння відбувається всередині керамічної маси, поверхня якої випускає потік інфрачервоного випромінювання.



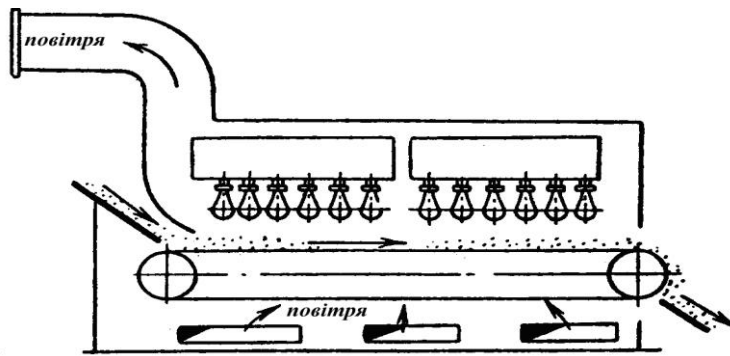


Рисунок 4.26 – Схема лампової радіаційної сушарки

На рисунку 4.26 наведено схему *лампової терморадіаційної сушарки*.

Лампові випромінювачі характеризуються високою витратою електроенергії, що є їх основним недоліком. Проте в ряді випадків собівартість лампової сушарки нижча, ніж конвекційної, за рахунок зменшення часу оброблення та зниження капітальних витрат.

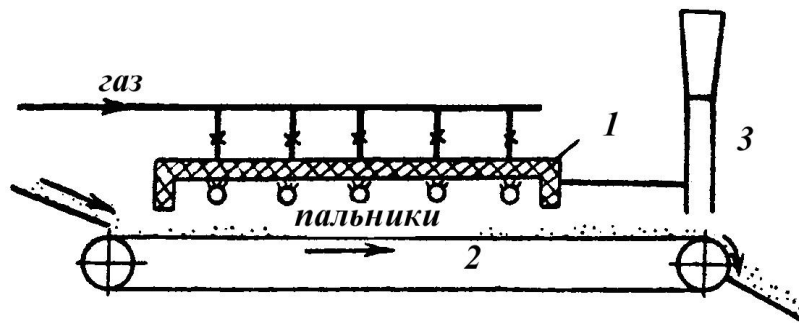


Рисунок 4.27 – Схема радіаційної сушарки з випромінювачем:

1 – випромінювач; 2 – конвеєр; 3 – витяжний пристрій

На рисунку 4.27 наведено схему сушарки з випромінювачами, що обігріваються газом. Агрегат має керамічний випромінювач 1, конвеєр 2 із сировинним матеріалом та витяжний пристрій 3. Газові радіаційні сушарки конструкційно простіші й дешевші, ніж сушарки, обладнані лампами. Радіаційне сушарне обладнання характеризується меншими витратами енергії. Випромінювачі нагріваються газом, що спалюється в просторі безпосередньо під ними, або топковими газами, які надходять усередину випромінювачів.

Інтенсивність випаровування вологи при сушінні інфрачервоними променями, завдяки значному питомому потоку тепла, в багато разів перевищує аналогічний показник конвекційного й контактного сушіння. У результаті теплово-

го випромінювання відбувається швидке нагрівання не всього тіла, а лише його поверхні. З цієї причини при радіаційному сушінні дуже інтенсивно випаровується поверхнева (вільна) волога, а не зв'язана. Швидкість випаровування останньої лімітується не потоком тепла, а дифузією вологи зсередини матеріалу до його поверхні. У зв'язку з цим радіаційні сушарки доцільно впроваджувати до технологій, в яких необхідне поверхнєве сушіння тонкошарових матеріалів. Терморадіаційні сушарки компактні й ефективні, але відрізняються відносно високою витратою енергії.

Для висушування товстошарових матеріалів у випадках, якщо необхідно контролювати температуру й вологість сировини не лише на поверхні, а й по глибині матеріалу, у хімічній промисловості застосовують сушіння струмами високої частоти (*діелектричні сушарки*). Таким способом можна сушити матеріали, що виявляють діелектричні властивості в електричному полі високої частоти. Під дією цього поля відбувається поляризація молекул. Це явище супроводжується рівномірним виділенням тепла в усьому об'ємі матеріалу. Проте, оскільки зовнішні елементи тіла віддають тепло в довкілля, має місце зниження температури оброблюваного тіла від центра до його периферії. У цьому самому напрямі при сушінні змінюється й вологість. Отже, температурний градієнт і градієнт вологості збігаються за знаком, і обидва сприяють відведенню вологи від центра до поверхні випаровування. Внаслідок цих обставин швидкість високочастотного сушіння значно вища, ніж швидкість конвекційного.

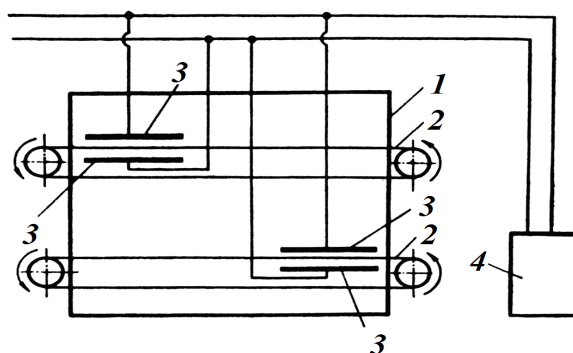


Рисунок 4.28 – Високочастотна сушарка із безупинним рухом матеріалу:

- 1 – сушальна камера; 2 – транспортери; 3 – конденсатор;  
4 – високочастотний генератор

Конструкція *високочастотної сушарки* (рис. 4.28) містить дві основні частини: сушильну камеру 1 та високочастотний генератор 4. У сушильній камері змонтовано обкладки конденсатора 3, між якими рухається сировинний матеріал, розміщений на транспортері 2.

У високочастотних сушарках змінами напруженості електричного поля можна регулювати значення температурного градієнта між внутрішніми шарами матеріалу та його поверхнею, тобто регулювати швидкість сушіння, а також вибірково нагрівати лише одну зі складових частин неоднорідного матеріалу.

Незважаючи на всі перелічені вище переваги, сушіння струмами високої частоти значного поширення не набуло через високі питомі витрати енергії. Для зменшення витрат енергії іноді вдаються до поєднання конвекційного й високочастотного сушіння, покладаючи на перший процес випаровування вологи, а на другий – створення оптимального температурного градієнта всередині сировинного матеріалу. Застосування такого комбінованого способу сушіння дозволяє знизити енерговитрати приблизно втричі.

*Сублімаційне сушіння.* Сублімація – це перехід твердої речовини в пароподібний, минаючи рідкий, стан. При сублімаційному сушінні сировинний матеріал заморожується; волога, що знаходиться в ньому у вигляді льоду, переходить у пароподібний стан, минаючи рідкий. Сушіння і сублімація проводяться в глибокому вакуумі (залишковий тиск 130–10 Па) та за низьких температур. Для здійснення цього процесу необхідно створити досить велику різницю температур джерела теплової енергії та висушуваного матеріалу, при цьому надходження теплоти не повинне перевищувати її витрату на сублімацію (для уникнення танення льоду). Тепло сублімації може передаватися замороженому тілу або через стінки сушильної камери, або довкіллям від іншого теплоносія.

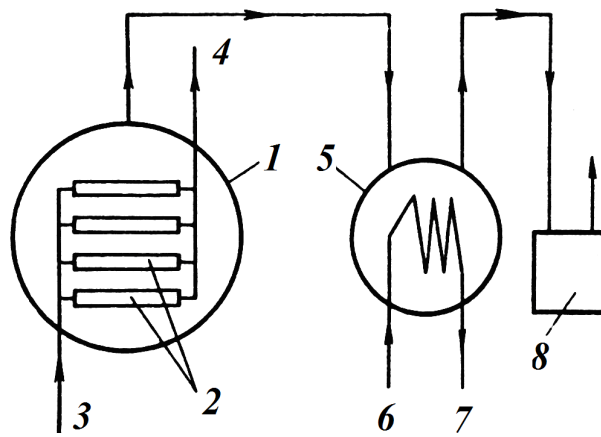


Рисунок 4.29 – Сублімаційна сушарка: 1 – сушильна камера; 2 – плити, що обігріваються; 3 – вхід нагрітої води; 4 – вихід води; 5 – конденсатор; 6, 7 – вхід та вихід холодоагенту (наприклад, розсолу); 8 – вакуум-насос

На рисунку 4.29 наведено схему сублімаційної сушарки. Висушений заморожений матеріал розміщений усередині сушильної камери 1 на порожніх плитах 2, що обігріваються потоком гарячої води 3, 4. Пароповітряна суміш відводиться із сушильної камери вакуум-насосом 8 через конденсатор 5, що охолоджується холодоагентом 6 та 7. Холодоагент циркулює через випарник холодильної установки. Як правило, паралельно встановлюють два конденсатори, які поперемінно вимикаються для відтавання та видалення замороженого конденсату, що осідає на поверхнях охолодження. Залишкова пароповітряна суміш, що не сконденсувалася, відводиться вакуум-насосом 8 до атмосфери. Процес сублімаційного сушіння, як і розглянуті раніше процеси, відбувається двома періодами, що відповідають видаленню вільної вологи з постійною швидкістю, та зв'язаної вологи зі спадною швидкістю випаровування. Механізм перенесення вологи (у вигляді пари) специфічний: він відбувається шляхом ефузії (тобто вільним рухом молекул пари без взаємних зіткнень).

Сублімаційне сушіння енергоємне, витрати енергії в декілька разів більші, ніж при інших методах сушіння. Із цих причин сублімаційне сушіння застосовують лише для зневоднення цінних продуктів, що не витримують теплових навантажень від традиційних видів сушіння і зберігають свої властивості (наприклад, біологічну активність) лише за низьких температур.

#### 4.4. Приклад розрахунку

*Завдання для розрахунку.* Розрахувати барабанну сушильну установку безупинної дії з підйомно-лопатевими перевалковими пристроями для сушіння марганцевої руди повітрям, підігрітим у калорифері, за таких умов:

- продуктивність установки щодо вологого матеріалу  $G_1 = 4\ 800$  кг/год;
- початкова вологість матеріалу  $W_1 = 8\ %$ ;
- кінцева вологість матеріалу  $W_2 = 4\ %$ ;
- розмір частинок матеріалу  $d = 0\text{--}3$  мм;
- температура повітря на вході до сушарки  $t_1 = 130\ ^\circ\text{C}$ ;
- температура повітря на виході із сушарки  $t_2 = 60\ ^\circ\text{C}$ ;
- температура матеріалу до сушіння  $\theta_1 = 17,5\ ^\circ\text{C}$ ;
- температура матеріалу після сушіння  $\theta_2 = 50\ ^\circ\text{C}$ ;
- питомі втрати тепла щодо довкілля  $q_n = 22,6$  кДж/кг;
- тиск пари, що обігріває калорифер  $P_{en} = 7$  ат;
- місце експлуатації м. Кіровоград;
- тип сушарки протитечійна;
- тиск у сушарці атмосферний.

##### 4.4.1. Матеріальний і тепловий баланси сушіння

Позначимо кількість вологого матеріалу, що надходить на сушіння, через  $G_1$ , кг/год, кількість висушеного матеріалу –  $G_2$ , кг/год, теплоємності вологого та висушеного матеріалу, Дж/(кг · К), відповідно через  $c_1$  та  $c_2$ , а кількість води, що відводиться при сушінні, – через  $W$ , кг/год. Отже, матеріальний баланс процесу можна подати у вигляді такого рівняння:  $G_1 = G_2 + W$ , або  $W = G_2 - G_1$ . Для кількості сухої речовини  $G_1(100 - c_1) = G_2(100 - c_2)$ , або  $G_2 = G_1 \frac{100 - c_1}{100 - c_2} \Rightarrow W = G_1 \frac{c_1 - c_2}{100 - c_2}$ .

##### 4.4.2. Характеристика апаратурного оформлення процесу

Барабанні сушильні установки безупинної дії застосовують для сушіння кускових, кристалічних та зернистих матеріалів під впливом сушильного аген-

та. За останній можуть застосовуватися топкові гази, що отримуються від спалювання твердого, рідкого та газоподібного палива, у суміші з повітрям, або повітря, заздалегідь нагріте в калорифері. Принципову технологічну схему протитечійної барабанної сушильної установки зображено на рис. 4.30.

Основним обладнанням є похило встановлений циліндричний барабан *БС*, що обертається. На корпус барабана надіто два бандажі та зубчастий вінець. Похиле положення барабана ( $0,5-6^\circ$  до горизонталі) необхідне для полегшення переміщення матеріалу вздовж агрегата.

Барабан обертається навколо власної осі зі швидкістю 1–8 об/хв. В середині корпусу залежно від властивостей сировинного матеріалу встановлюються різні насадки, що сприяють рівномірному розподілу матеріалу по перерізу барабана та інтенсивному перемішуванню його в процесі сушіння. Завдяки розвиненій поверхні контакту сушильного агента із сировиною забезпечується інтенсивний тепло- та масообмін.

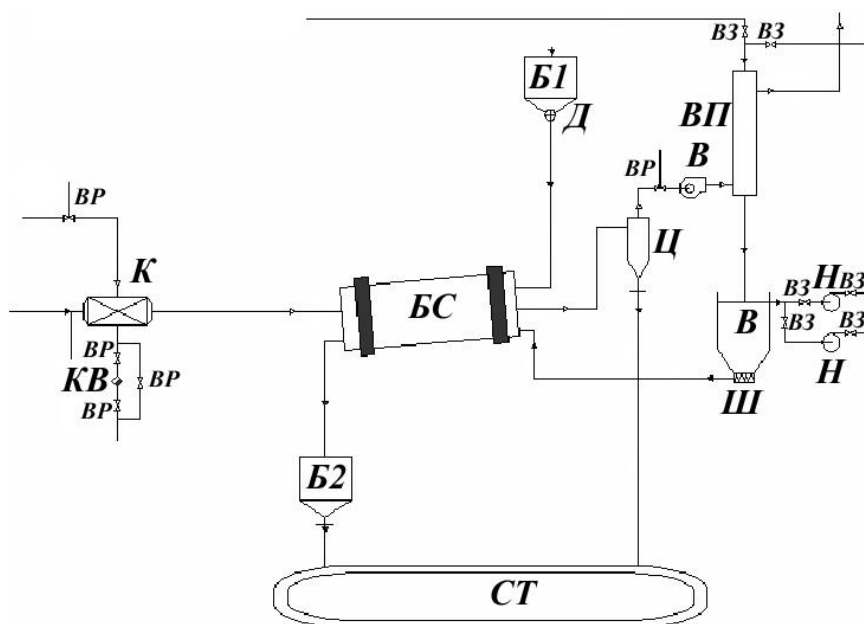


Рисунок 4.30 – Принципова технологічна схема протитечійної барабанної сушильної установки

Вологий матеріал із бункера (*Б1*) засобами дозатора (*Д*) надходить до обертового сушильного барабана (*БС*). Протитечійно сировині до сушарки подається сушильний агент – повітря, заздалегідь нагріте в паровому пластинчас-

тому калорифері ( $K$ ). Із боку виходу повітря розміщують циклон ( $Ц$ ) для очищення повітря від пилу та вентилятор ( $B$ ), засобами якого здійснюється транспортування сушильного агента установкою. Витяжний вентилятор, як правило, встановлюють за циклоном, оскільки при такому розміщенні його ротор захищено від зношення під дією частинок висушеного продукту. За циклоном відбувається додаткове вологе пиловловлювання в апараті мокрого очищення ( $МП$ ). Водна суспензія з апарата мокрого очищення надходить у відстійник  $O$ , де вона відстоюється. Осад із відстійника прямує до сушильного барабана. Висушений матеріал із барабана надходить до проміжного бункера ( $B2$ ), а з нього – на стрічковий транспортер ( $СТ$ ).

*Метою розрахунку сушильної установки є визначення параметрів барабана та розрахунок матеріальних потоків, витрат тепла й енергії.*

#### 4.4.3. Технологічний розрахунок сушарки

Кількість вологи  $W$ , що випаровується в сушарці:

$$W = G_1 \frac{W_1 - W_2}{100 - W_2} = \frac{4800}{3600} \cdot \frac{8 - 4}{100 - 4} = 0,055 \text{ кг/с.}$$

Продуктивність сушарки за висушеним матеріалом

$$G_2 = G_1 - W = 1,33 - 0,055 = 1,275 \text{ кг/с.}$$

Питома витрата тепла на нагрівання висушеного матеріалу

$$q_m = \frac{G_2 C_2 (\theta_2 - \theta_1)}{W} = \frac{1,275 \cdot 671 (50 - 17,5)}{0,055} = 505537,5 \text{ Дж/кг,}$$

де  $C_2$  – теплоємність висушеного матеріалу,  $C_2 = 671 \text{ Дж/(кг} \cdot \text{К)}$ ;  $\theta_1$  та  $\theta_2$  – початкова та кінцева температури матеріалу,  $^{\circ}\text{C}$ .

Значення внутрішнього балансу сушильної камери,  $\Delta$ , враховуючи, що в сушарці відсутні транспортувальні пристрої та додаткове підведення тепла, не змінюється:

$$\Delta = C_g \theta_1 - (q_m + q_n) = 4190 \cdot 17,5 - (505537,5 + 22,1 \cdot 10^3) = -454312,5 \text{ Дж/кг,}$$

де  $C_g$  – питома теплоємність вологи, що видаляється з матеріалу,  $\text{Дж/(кг} \cdot \text{К)}$  (тобто у даному випадку теплоємність води за температури  $\theta_1$ ).

Подальший розрахунок проводять окремо для літніх та зимових умов.

*Літні умови.* Середні параметри зовнішнього повітря для м. Кіровограда (у літній час): температура  $t_0 = 20,9$  °С, відносна вологість  $\varphi_0 = 60$  %.

На  $I - x$ -діаграмі (рис. 4.31) знаходимо точку  $A$ , що характеризує стан зовнішнього повітря, і визначаємо її параметри: вологовміст та ентальпію:

- $x_0 = 0,0155$  кг/кг сухого повітря;
- $I_0 = 71,5 \cdot 10^3$  Дж/кг сухого повітря.

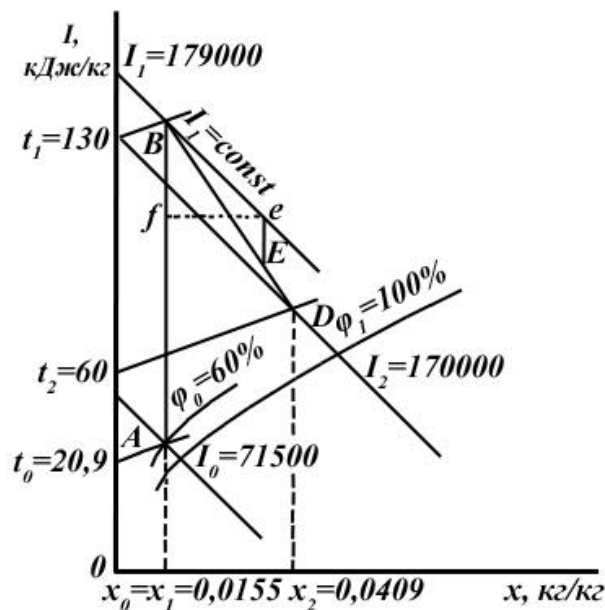


Рисунок 4.31 – Зображення процесу сушіння на  $I - x$ -діаграмі (літні умови). Схематично

Проводимо з точки  $A$  вертикаль  $x_0 = \text{const}$  до перетину з ізотермою  $t_1 = 130$  °С у точці  $B$ , що визначає стан повітря на вході до сушарки:

- $x_1 = x_0 = 0,0155$  кг/кг сухого повітря;
- $I_1 = 179 \cdot 10^3$  Дж/кг сухого повітря.

Із точки  $B$  проводимо лінію теоретичного процесу сушіння  $I_1 = \text{const}$ . На цій лінії обираємо довільну точку  $e$  та проводимо з неї горизонталь до перетину в точці  $f$  із лінією  $x_0 = x_1 = \text{const}$ . Довжина відрізка  $ef = 25$  мм.

Визначаємо відношення масштабів  $I - x$ -діаграми



$$m = \frac{m_l}{m_x} = \frac{952,38}{4,546 \cdot 10^{-4}} = 2094984,6;$$

знаходимо довжину відрізка  $eE$ :

$$eE = ef \frac{\Delta}{m} = 25 \frac{-276413}{2094984,6} = -3,398 \text{ мм.}$$

Відкладаємо відрізок  $eE$  з точки  $e$  донизу (оскільки його значення від'ємне) та через точки  $B$  й  $E$  проводимо пряму до перетину з ізотермою  $t_2 = 60^\circ\text{C}$  у точці  $D$ , що характеризує стан повітря на виході із сушарки:

- $x_2 = 0,0409$  кг/кг сухого повітря;
- $I_2 = 170 \cdot 10^3$  Дж/кг сухого повітря.

Визначаємо питому витрату повітря

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0,0409 - 0,0155} = 39,37 \text{ кг/кг.}$$

Витрата сухого повітря на сушіння

$$L = lW = 39,37 \cdot 0,055 = 2,17 \text{ кг/с.}$$

Витрата вологого повітря, що надходить до калорифера:

$$L_{\text{вол}0} = L(1 + x_0) = 2,17(1 + 0,0155) = 2,2 \text{ кг/с.}$$

Витрата вологого повітря, що виходить із сушарки:

$$L_{\text{вол}2} = L(1 + x_2) = 2,17(1 + 0,0409) = 2,26 \text{ кг/с.}$$

Об'ємна витрата вологого повітря, яке надходить до калорифера:

$$V_{\text{вол}0} = \frac{L_{\text{вол}0}}{\rho_{\text{вол}0}} = \frac{2,2}{1,17} = 1,88 \text{ м}^3/\text{с},$$

де  $\rho_{\text{вол}0}$  – густина вологого зовнішнього повітря, що надходить до калорифера:

$$\rho_{\text{вол}0} = \frac{P - 0,378\varphi_0 P_{H0}}{287T_0} = \frac{745 \cdot 133,3 - 0,378 \cdot 0,6 \cdot 2484,87}{287 \cdot (20,9 + 273)} = 1,17 \text{ кг/м}^3,$$

де  $P$  – загальний тиск, Па.  $P = 745$  мм рт. ст. необхідно перевести у Па;  $\varphi_0$  – відносна вологість зовнішнього повітря;  $P_{H0}$  – тиск насиченої водяної пари за температури повітря  $t_0$ , Па. Значення  $P_{H0}$  – за довідниковими даними.

$P_{H0} = 0,02533 \text{ кгс/см}^2 = 2484,87 \text{ Па}$ ;  $T_0$  – температура зовнішнього повітря, К.

Об'ємну витрату вологого повітря на виході з калорифера  $V_{\text{вол1}}$  обчислюємо аналогічно, беручи температуру повітря такою, що дорівнює  $t_1$ , а відносну вологість  $\varphi_1$  – за формулою

$$\varphi_1 = \frac{\varphi_0 P_{H0}}{P_{\text{max}}} = \frac{0,6 \cdot 2484,87}{745 \cdot 133,3} = 0,015 = 1,5 \%,$$

де  $P_{\text{max}}$  – барометричний тиск, що дорівнює 745 мм рт. ст., оскільки  $t_1 = 130 \text{ }^\circ\text{C} > t_{\text{нас}} = 99,4 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$V_{\text{вол1}} = \frac{L_{\text{вол0}}}{\rho_{\text{вол1}}} = \frac{2,2}{0,85} = 2,59 \text{ м}^3/\text{с},$$

де  $\rho_{\text{вол1}}$  – густина повітря на виході з калорифера. Розраховуємо аналогічно  $\rho_{\text{вол0}}$ , але в даному випадку, оскільки температура вологого повітря вища за температуру насичення водяної пари при загальному барометричному тиску,  $P = 745 \text{ мм рт. ст.}$  (тобто  $t_1 = 130 \text{ }^\circ\text{C} > t_{\text{нас}} = 99,4 \text{ }^\circ\text{C}$ ), тоді тиск насиченої водяної пари за температури  $130 \text{ }^\circ\text{C}$  дорівнює загальному барометричному тиску:

$$\rho_{\text{вол1}} = \frac{745 \cdot 133,3 - 0,378 \cdot 0,015(745 \cdot 133,3)}{287(130 + 273)} = 0,85 \text{ кг/м}^3.$$

Об'ємну витрату вологого повітря на виході із сушильного барабана,  $V_{\text{вол2}}$ , обчислюємо за температури повітря  $t_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$  та відносної вологості  $\varphi_2 = 21 \%$ :

$$V_{\text{вол2}} = \frac{L_{\text{вол2}}}{\rho_{\text{вол2}}} = \frac{2,26}{1,033} = 2,19 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$\rho_{\text{вол2}} = \frac{745 \cdot 133,3 - 0,378 \cdot 0,6 \cdot 2484,87}{287 \cdot (60 + 273)} = 1,033 \text{ кг/м}^3.$$

Питома витрата тепла на нагрівання повітря в калорифері

$$q = l(I_1 - I_0) = 39,37 \cdot (179 - 71,5) \cdot 10^3 = 4232275 \text{ Дж/кг}.$$

Витрата тепла на сушіння

$$Q = qW = 4232275 \cdot 0,055 = 232775,1 \text{ Вт}.$$

*Зимові умови.* Визначаємо параметри зовнішнього повітря для зимових

умов:  $t'_0 = -5,8 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\phi'_0 = 88 \%$ . Вологовміст і тепловміст зовнішнього повітря в точці  $A$  краще визначати аналітично, оскільки за від'ємних значень температури повітря визначення їх за діаграмою ускладнено та може призвести до помилок.

Вологовміст зовнішнього повітря

$$x'_0 = 0,622 \frac{\phi'_0 P'_{H_0}}{P - \phi'_0 P'_{H_0}} = 0,622 \cdot \frac{0,88 \cdot 374,63}{745 \cdot 133,3 - 0,88 \cdot 374,63} = 0,00207 \text{ кг/кг},$$

де  $P'_{H_0}$  – тиск насиченої водяної пари за температури  $t'_0$ , Па;  $P$  – загальний тиск, Па.  $P = 745$  мм рт. ст. Значення  $t'_0$  наведено в таблиці 4.2.

Таблиця 4.2 – Значення температур і тисків для зимових умов

$t'_0, \text{ }^\circ\text{C}$	$P'_{H_0},$ мм рт. ст.	$t'_0, \text{ }^\circ\text{C}$	$P'_{H_0},$ мм рт. ст.	$t'_0, \text{ }^\circ\text{C}$	$P'_{H_0},$ мм рт. ст.
-1	4,216	-8	2,321	-15	1,238
-2	3,879	-9	2,125	-16	1,128
-3	3,566	-10	1,946	-17	1,027
-4	3,276	-11	1,78	-18	0,935
-5	3,008	-12	1,627	-19	0,85
-6	2,761	-13	1,486	-20	0,772
-7	2,532	-14	1,357	-30	0,284

Інтерполяцію визначаємо за  $t'_0$ :  $P'_{H_0} = 2,8104$  мм рт. ст. = 374,63 Па.

Ентальпія зовнішнього повітря

$$I'_0 = (1000 + 1,97 \cdot 10^3 x'_0) t'_0 + 2493 \cdot 10^3 x'_0 = (1000 + 1,97 \cdot 10^3 \cdot 0,00207)(-5,8) + 2493 \cdot 10^3 \cdot 0,00207 = -663,14 \text{ Дж/кг}.$$

Провівши аналогічні попереднім побудови процесу на  $I - x$ -діаграмі, маємо:

- $x'_1 = x'_0 = 0,00207$  кг/кг сухого повітря;
- $I'_1 = 136\,986$  Дж/кг сухого повітря;
- $x'_2 = 0,027$  кг/кг сухого повітря;
- $I'_2 = 132\,000$  Дж/кг сухого повітря.

Питома витрата повітря

$$l' = \frac{1}{x'_2 - x'_0} = \frac{1}{0,026 - 0,0207} = 40,1 \text{ кг/кг}.$$

Витрата сухого повітря на сушіння:

$$L' = l'W = 40,1 \cdot 0,055 = 2,21 \text{ кг/с}.$$

Витрата вологого повітря, яке надходить до калорифера:

$$L'_{\text{вол}0} = L'(1 + x'_0) = 2,21(1 + 0,0207) = 2,22 \text{ кг/с}.$$

Витрата вологого повітря, що виходить із сушарки:

$$L'_{\text{вол}2} = L'(1 + x'_2) = 2,21(1 + 0,026) = 2,27 \text{ кг/с}.$$

Об'ємна витрата вологого зовнішнього повітря, яке надходить у калорифер:

$$V'_{\text{вол}0} = \frac{L'_{\text{вол}0}}{\rho'_{\text{вол}0}} = \frac{2,22}{1,29} = 1,7 \text{ м}^3/\text{с},$$

де  $\rho'_{\text{вол}0}$  – густина вологого зовнішнього повітря, що надходить до калорифера:

$$\rho'_{\text{вол}0} = \frac{P - 0,378\varphi'_0 P'_{H0}}{287T'_0} = \frac{745 \cdot 133,3 - 0,378 \cdot 0,88 \cdot 374,63}{287(273 - 5,8)} = 1,29 \text{ кг/м}^3,$$

Об'ємну витрату вологого повітря на виході з калорифера визначаємо аналогічно, беручи температуру повітря такою, що дорівнює  $t_1$ , а відносну вологість –  $\varphi'_1$ :

$$\varphi'_1 = \frac{\varphi'_0 P'_{H0}}{P_{\text{max}}} = \frac{0,88 \cdot 374,63}{745 \cdot 133,3} = 0,0033 = 0,33 \%,$$

$$V'_{\text{вол}1} = \frac{L'_{\text{вол}0}}{\rho'_{\text{вол}1}} = \frac{2,22}{0,86} = 2,58 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$\rho'_{\text{вол}1} = \frac{745 \cdot 133,3 - 0,378 \cdot 0,0033(745 \cdot 133,3)}{287 \cdot (273 + 130)} = 0,86 \text{ кг/м}^3.$$

Об'ємну витрату вологого повітря на виході із сушильного барабана обчислюємо за температури  $t_2 = 60^\circ\text{C}$  та відносної вологості  $\varphi'_2 = 21\%$  :

$$V'_{\text{вол2}} = \frac{L'_{\text{вол2}}}{\rho'_{\text{вол2}}} = \frac{2,27}{1,04} = 2,18 \text{ м}^3/\text{с},$$

$$\rho_{\text{вол2}} = \frac{745 \cdot 133,3 - 0,378 \cdot 0,21 \cdot 374,63}{287(60 + 273)} = 1,04 \text{ кг/м}^3.$$

Питома витрата тепла на нагрівання повітря в калорифері

$$q' = l'(I'_1 - I'_0) = 40,1(136986 + 663,14) = 5519730,5 \text{ Дж/кг}.$$

Витрата тепла на сушіння

$$Q' = q'W = 5519730,5 \cdot 0,055 = 303585,2 \text{ Вт}.$$

Порівнюючи одержані значення для літніх та зимових умов, необхідно відзначити, що в зимових умовах витрата тепла більша, ніж у літніх, а витрата повітря дещо більша в літніх умовах, ніж у зимових.

#### 4.4.4. Розрахунок розмірів барабана та потужності, що споживається на його обертання

Визначаємо об'єм барабана

$$V_o = \frac{W}{A} = \frac{0,055 \cdot 3600}{12} = 16,5 \text{ м}^3,$$

де  $A$  – навантаження барабана щодо вологи,  $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{год})$ . Визначається з таблиці 4.3.

Таблиця 4.3 – Характеристики висушувального матеріалу

Матеріал	Густина $\rho$ , $\text{кг/м}^3$	Насипна маса $\rho_n$ , $\text{кг/м}^3$	Теплоємність $C$ , $\text{кДж}/(\text{кг} \cdot \text{К})$	Навантаження барабана за во- логою $A_v$ , $\text{кг}/(\text{м}^3 \cdot \text{год})$
Бікарбонат натрію	1 450	800	0,965	7–12
Аміачна селітра	1 860	920	0,912	4–6
Поварена сіль	1 650	927	0,923	7,2
Сірчаноокислий амоній	1 750	820	1,469	9–11
Натрієва селітра	1 370	860	0,938	20
Марганцева руда	1 900	1 050	0,671	12
Глина	1 800	1 380	0,923	50–70
Крейда	2 200	1 300	0,839	32
Пісок	1 500	1 200	0,797	80–100
Вапняк	2 650	1 800	0,923	30–60
Залізний колчедан	5 000	3 300	0,546	20–30
Залізняк	3 500	2 100	0,671	65
Суперфосфат гранульова- ний	1 120	720	0,652	60–80
Хлорид барію	2 270	1 090	0,950	18

Відношення довжини барабана до його діаметра, як правило, береться  $L_0/D_0 = 5-7$ . Оберемо для нашого розрахунку відношення довжини барабана до його діаметра:  $L_0/D_0 = 6$ . Таким чином, діаметр барабана можна обчислити як

$$V_0 = \frac{\pi D_0^2}{4} L_0 = 0,785 D_0^2 6 D_0 = 4,71 D_0^3,$$

звідси

$$D_0 = \sqrt[3]{\frac{V_0}{4,71}} = \sqrt[3]{\frac{16,5}{4,71}} = 1,52 \text{ м.}$$

Обираємо серед стандартизованих сушарок (табл. 4.4).

Таблиця 4.4 – Барабанні нормалізовані сушарки

Діаметр барабана, мм	Довжина барабана, мм	Товщина стінки барабана, мм
1 000	4 000/6 000	5
1 200	6 000/8 000/10 000	6
1 600	8 000/10 000/12 000	8
2 000	8 000/10 000/12 000	10
2 200	10 000/12 000/14 000/16 000	12
2 500	12 000/14 000/18 000/20 000	16
2 800	14 000/16 000/20 000/22 000	20
3 000	18 000/20 000	20
3 200	18 000/22 000	20
3 500	18 000/22 000/27 000	24

Отже, діаметр барабана  $D_0 = 1,6$  м. Зовнішній діаметр барабана

$$D_3 = D_0 + 2\delta = 1,6 + 2 \cdot 0,008 = 1,616 \text{ м,}$$

де  $\delta$  – товщина стінки;  $\delta = 0,008$  м.

Нормалізовані дані (для обраного співвідношення  $L_0/D_0 = 6$ ) задовольняє

довжина барабана  $L_0 = 10\,000$  мм = 10 м.

Уточнюємо об'єм барабана

$$V_{\delta} = \frac{\pi D_{\delta}^2}{4} L_{\delta} = \frac{\pi 1,6^2}{4} 10 = 12,57 \text{ м}^3.$$

Площа його перерізу

$$F_{\delta} = \frac{\pi D_{\delta}^2}{4} = \frac{\pi 1,6^2}{4} = 2,01 \text{ м}^2.$$

Середня маса матеріалу, що проходить через барабан:

$$G_{\text{сер}} = \frac{G_1 + G_2}{2} = \frac{1,33 + 1,275}{2} = 1,303 \text{ кг/с}.$$

Визначаємо час перебування матеріалу в барабані  $\tau$ :

$$\tau = \frac{V_{\delta} \rho_n \psi}{G_{\text{сер}}} = \frac{12,57 \cdot 1050 \cdot 0,2}{1,303} = 2025,9 \text{ с},$$

де  $\rho_n$  – насипна густина матеріалу (табл. 4.2),  $\rho_n = 1050 \text{ кг/м}^3$ ;  $\psi$  – ступінь заповнення барабана,  $\psi = 0,1-0,25$ . Отже,  $\psi = 0,2$ .

Кут нахилу барабана до горизонту,  $\alpha$ , не повинен перевищувати  $6^\circ$ . Припускаємо, що  $\alpha = 5^\circ$  ( $\text{tg } \alpha \cong 0,088$ ), та визначаємо частоту обертання барабана

$$n = \frac{L_{\delta}}{a \tau D_{\delta} \text{tg } \alpha} = \frac{10}{1,2 \cdot 2025,9 \cdot 1,6 \cdot 0,088} = 0,029 \text{ с}^{-1},$$

де  $a$  – коефіцієнт, що залежить від виду насадки та діаметра барабана. Значення коефіцієнта  $a$  занесені до таблиці 4.5.

Потужність, що споживається на обертання барабана:

$$N = 0,078 D_{\delta}^3 L_{\delta} \rho_n \sigma n = 0,078 \cdot 1,6^3 \cdot 10 \cdot 1050 \cdot 0,021 \cdot 0,063 = 4,44 \text{ кВт},$$

де  $\sigma$  – коефіцієнт, що залежить від виду насадки та ступеня заповнення барабана ( $\sigma = 0,063$ , табл. 4.6).

Таблиця 4.5 – Значення  $a$  для різних діаметрів барабана та насадок

Насадка	Значення $a$ при діаметрі барабана, мм				
	1 200	1 600	2 000	2 400	2 800
Підіймально-лопатєва	1,2	1,2	1,2	1,2	1,2
Полична	0,6	0,5	0,43	0,375	0,336
Секторна з чотирма секторами	0,741	0,737	0,739	0,739	0,715
Секторна з п'ятьма секторами	0,95	0,937	0,935	0,936	0,911
Осередкова	0,656	0,437	0,332	0,328	0,325

Таблиця 4.6 – Значення коефіцієнта  $\sigma$  для різних насадок та за різних  $\psi$ 

Насадка	Значення $\sigma$ при ступені заповнення бараба- на $\psi$			
	0,1	0,15	0,2	0,25
Підіймально-лопатєва	0,038	0,053	0,063	0,071
Полична	0,013	0,026	0,038	0,044
Осередкова	0,006	0,008	0,01	0,011



## Питання для самоконтролю

1. Мета, методи сушіння та призначення сушильного обладнання.
2. Конвекційні сушарки, принцип дії, галузь застосування, переваги й недоліки.
3. Камерні сушарки, конструкція, принцип дії, застосування, переваги й недоліки.
4. Стрічкові сушарки, конструкція, принцип дії, переваги й недоліки.
5. Барабанні сушарки, конструкція, принцип дії, застосування, істотні недоліки.
6. Сушарки з киплячим шаром, основні конструкції, принцип дії, застосування.
7. Сушарки «циклон – киплячий шар», конструкція, принцип дії, переваги та недоліки.
8. Вібраційні сушарки, принцип дії, галузі застосування, переваги й недоліки.
9. Пневматичні сушарки, конструкція, принцип дії, застосування, переваги й недоліки.
10. Розпилювальні сушарки, принцип дії, застосування, конструкція, переваги й недоліки.
11. Пристрої розподілу потоків у сушарках, конструкція, принцип дії, переваги й недоліки.
12. Контактні сушарки, галузі застосування, конструкція, принцип дії, переваги, недоліки.
13. Одновальцювальні сушарки, застосування, конструкція, принцип дії, переваги та недоліки.
14. Трубчасті сушарки, галузі застосування, конструкція, принцип дії, переваги, недоліки.
15. Конструкція, принцип дії, переваги й недоліки установок для радіаційного сушіння.
16. Конструкція, принцип дії, галузі застосування, переваги й недоліки установок для сушіння в полі струму високої частоти.
17. Конструкція, принцип дії, застосування, переваги й недоліки сублімаційної сушарки.

#### Список додаткової літератури для вивчення розділу 4

1. Лыков М. В. Сушка в химической промышленности / М. В. Лыков, – Москва : Химия, 1976.
2. Касаткин А. Г. Процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – Москва : Химия, 1971.
3. Романков П. Г. Массообменные процессы химической технологии / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов. – Москва : Химия, 1990.
4. Дытнерский Ю. И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Ю. И. Дытнерский. – Москва : Химия, 1995.
5. Гельперин Н. И. Основные процессы и аппараты химической технологии / Н. И. Гельперин. – Москва : Химия, 1981.
6. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – Москва : Химия, 1981.
7. Романков П. Г. Массообменные процессы химической технологии / П. Г. Романков, Н. Б. Рашковская, В. Ф. Фролов. – Ленинград : Химия, 1975.

## РОЗДІЛ 5

### ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ КРИСТАЛІЗАЦІЇ

*Кристалізація* – процес утворення кристалічної фази з розплавів, розчинів або газової фази. Кристалізація в хімічній промисловості широко використовується під час виробництва продуктів у чистому вигляді. Наприклад, у технології мінеральних добрив, соди, штучних волокон, а також у багатьох інших виробництвах фармацевтичної, нафтохімічної, металургійної, харчової галузей.

*Засобами кристалізації:*

- одержують тверді продукти у вигляді блоків, гранул, луски та ін.;
- вилучають із суміші фракцію, збагачену одним із компонентів;
- виділяють різні речовини з технічних та природних розчинів;
- здійснюють глибоке очищення речовин від домішок;
- концентрують розбавлені розчини шляхом виморожування розчинника;
- вирощують монокристали;
- виготовляють речовини з певними фізико-механічними властивостями.

#### 5.1. Класифікація методів та обладнання для проведення кристалізації

Кристалізація характеризується надзвичайно великою кількістю *методів та прийомів* реалізації, які можна поділити на три основні групи:

- одержання кристалів із розплавів;
- вилучення кристалічних матеріалів із розчинів;
- виготовлення кристалів із парової (газової) фази.

Однак цей розподіл має умовний характер.

*Кристалізація з розплавів* застосовується при одержанні різних продуктів у твердій фазі, а також для розподілу та очищення широких класів речовин ор-

ганічного та неорганічного походження: вуглеводнів, спиртів, органічних кислот, напівпровідникових матеріалів та ін.

*Кристалізацію з розчинів* застосовують під час перероблення неорганічних речовин. Додавання розчинника до вихідної суміші дозволяє значно знизити температуру процесу кристалізації, що особливо важливо під час перероблення високоплавких речовин. Крім того, використання розчинників часто дозволяє підвищити ефективність розділення внаслідок зниження в'язкості маточної рідини. Особливо часто кристалізація з розчинів застосовується при очищенні різних солей, вуглеводів, вітамінів, лікарських препаратів та ін.

*Кристалізація з парової фази* застосовується для речовин, що мають високий парціальний тиск пари над твердою фазою та здатних безпосередньо переходити з парової фази у кристалічний стан. Такий процес прийнято називати десублімацією. Його застосовують при виділенні з газоподібних сумішей нафталіну, фталевого та малеїнового ангідридів, саліцилової та бензойної кислот, шестифтористого урану та ін.

*За цільовим призначенням* методи кристалізації необхідно поділяти на такі групи:

- затвердіння розплавів;
- фракційна кристалізація;
- вирощування монокристалів.

*Затвердіння* з метою одержання з розплавів різних твердих продуктів відбувається в результаті охолодження розплаву нижче за температуру його кристалізації. При цьому, як правило, увесь розплав переводиться в кристалічний стан. Іноді при охолодженні розплавів лише певна його частина переходить у кристалічний стан, а речовина, що залишилася, – в аморфний; це залежить від фізико-хімічних властивостей та складу розплавів, а також від інтенсивності зовнішнього охолодження.

*Фракційну кристалізацію* застосовують для розділення сумішей на фракції, збагачені одним із компонентів, а також для виділення складових із розчинів. У даному випадку, як правило, проводиться часткова кристалізація вихід-

ної суміші, і в результаті одержується одна або кілька кристалічних та рідких фракцій. Фракційна кристалізація може бути спрямованою та масовою. При спрямованій кристалізації утворення кристалічної фази відбувається на поверхнях, що охолоджуються, а при масовій – утворення та зростання кристалів відбувається в усьому об'ємі охолоджуваної суміші. Ефективність розділення сумішей та очищення речовин від домішок у процесі фракційної кристалізації сильно залежить від повноти відділення маточини від кристалічної фази на стадії сепарації готової суспензії. У реальних умовах кількість маточної рідини, що залишається, може становити 2–50 % від маси кристалічної фракції. Для сепарації кристалічних суспензій застосовують обладнання процесів осадження, фільтрування та центрифугування, а також пресування.

У промислових умовах застосовують такі *методи кристалізації*:

- ізогідричну кристалізацію, тобто кристалізацію охолодженням гарячих насичених розчинів (без витрати розчинника);
- ізотермічну кристалізацію, здійснюється видаленням частини розчинника випарюванням;
- вакуум-кристалізацію, при якій гарячий насичений розчин, потрапляючи в область зниженого тиску, охолоджується до температури насичення, що відповідає даному тиску, за рахунок самовипарювання частини розчинника;
- кристалізацію висолюванням, здійснюється додаванням до розчину речовини, що знижує розчинність солі, і вилучається;
- кристалізацію виморожуванням (застосовується переважно для виділення окремих компонентів із природних розсолів);
- кристалізацію в результаті хімічної реакції (наприклад, у коксохімічному виробництві у великій кількості виготовляють кристалічний сульфат амонію кристалізацією розчинів сірчаної кислоти аміаком, що міститься в коксовому газі);
- сублімаційну кристалізацію з пересиченої парової фази, у процесі якої продукт переходить у твердий стан із пароподібного, минаючи рідку фазу;
- інші види кристалізації, які мають специфічне та вузьке застосуван-

ня.

Кристалізаційне обладнання необхідно класифікувати у такий спосіб:

- за принципом роботи:
  - апарати періодичної дії;
  - апарати безупинної дії;
- за розміром кристалів, що виробляються:
  - із регульованим ростом кристалів;
  - із нерегульованим ростом кристалів;
- за способом вивантаження кристалів з обладнання:
  - із класифікацією;
  - без класифікації;
- за способом охолодження розчину:
  - охолодження повітрям;
  - вакуум-кристалізаційні апарати;
- за способом створення перенасичення:
  - для ізогідричної кристалізації;
  - для ізотермічної кристалізації;
  - вакуумні;
  - зі створенням перенасичення висолюванням;
  - зі створенням перенасичення в результаті хімічної реакції та ін.

## **5.2. Кристалізатори для тверднення розплавів**

Тверднення розплавів є одним із поширених видів кристалізації. Цьому процесу піддають розплави як окремих речовин, так і багатокомпонентних сумішей. В останньому випадку при твердненні розплаву уможлиблюється нерівномірний розподіл компонентів за об'ємом твердої фази, що може впливати на структурні, механічні, фізичні та інші властивості готових продуктів.

При твердненні розплавів у формах продукти одержують у вигляді окремих блоків (виливків) певної конфігурації. У найпростішому випадку форма являє собою конічну ємність, охолодження якої відбувається природним тепло-

обміном із навколишнім середовищем або подачею холодоагенту до охолоджувальної сорочки. Такі форми часто застосовують для виробництва продуктів у вигляді великих блоків. Наприклад, при одержанні блокового льоду користуються формами об'ємом до 500 л. При цьому в промислових льодогенераторах одночасно охолоджується до 1 000 таких форм. Тривалість процесу залежить від об'єму форм та нерідко досягає 10–20 год.

### 5.2.1. Секційні та блокові охолоджувачі

Під час виробництва плитоподібних продуктів (пластин) застосовують *секційні охолоджувачі* (рис. 5.1). Конструкція цього кристалізатора складається з комплекту вертикальних плит охолодження 2, розміщених на двох горизонтальних циліндричних опорах 3 та двох масивних опорних стійках 1, і механізму затиску 4. Перед заливанням розплаву плити притискаються одна до одної за допомогою гвинтового або гідравлічного механізму.

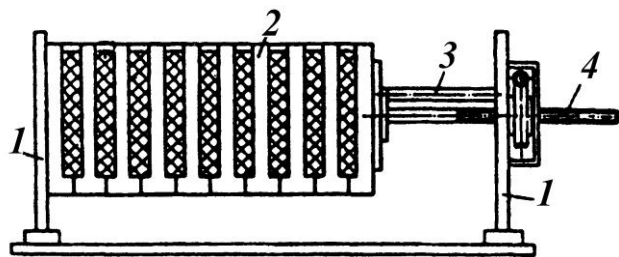


Рисунок 5.1 – Схема секційного охолоджувача розплавів

При цьому плити охолодження утворюють прямокутні порожнини, до яких зверху заливається розплав. Плити оснащені внутрішніми каналами, за якими циркулює рідина для охолодження. Після охолодження плити розтискають та з простору між ними вилучають блоки твердого матеріалу, що утворилися. Товщина блоків, як правило, становить 40–100 мм. Тривалість процесу охолодження – 1–4 год. Для механізації та автоматизації цього процесу його часто здійснюють на установках конвеєрного або карусельного типу.

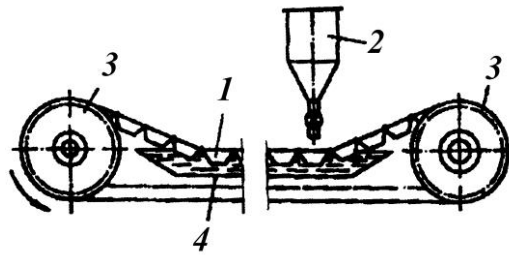


Рисунок 5.2 – Схема установки конвеєрного типу для тверднення розплаву у вигляді блоків

*Установка конвеєрного типу* (рис. 5.2) являє собою машину конвеєрного типу. Між приводними ланцюгами кристалізатора розміщено форми 1. Ланцюги встановлено на приводні зірочки 3. Під верхньою гілкою конвеєра розміщено охолоджувальну ванну 4 із проточною водою, до якої занурюються нижні частини форм під час їх руху. Заливання розплаву з бункера 2 проводиться на вході форми до ванни охолодження. Після тверднення розплаву форми перекидаються, і з них випадає блок, що утворився. У деяких випадках для полегшення вилучення виливків із форм передбачається спеціальний штовхач або ударний механізм.

При застосуванні карусельних установок форми встановлюють на круглий стіл, що обертається. При повороті стола на певних позиціях відбуваються послідовне їх заповнення розплавом, охолодження та вилучення виливків.

Установки конвеєрного типу найбільш часто впроваджують до технологій виробництва блокових парафіну, нафталіну, сірки, а установки карусельного типу – для тверднення кольорових металів та їх сплавів.

Для тверднення розплавів із метою одержання різних виливків (заготовок, готових виробів та ін.) вдаються до використання ливарних машин і кристалізацію розплавів здійснюють у різних формах.

#### 5.2.2. Трубчасті охолоджувачі

Трубчасті охолоджувачі являють собою високопродуктивні апарати, що застосовуються у технологіях для тверднення розплавів низькоплавких речовин. Конструкція трубчастих кристалізаторів нагадує вертикальні кожухотрубні



теплообмінники, причому кожна трубка є металевою формою, в якій відбувається тверднення розплаву. Процес, що реалізується в цих апаратах, є періодичним. Робочий цикл складається з таких операцій: заповнення кристалізатора, кристалізації розплаву, зливання холодоагенту, підплавлення стрижнів, розвантаження кристалізатора.

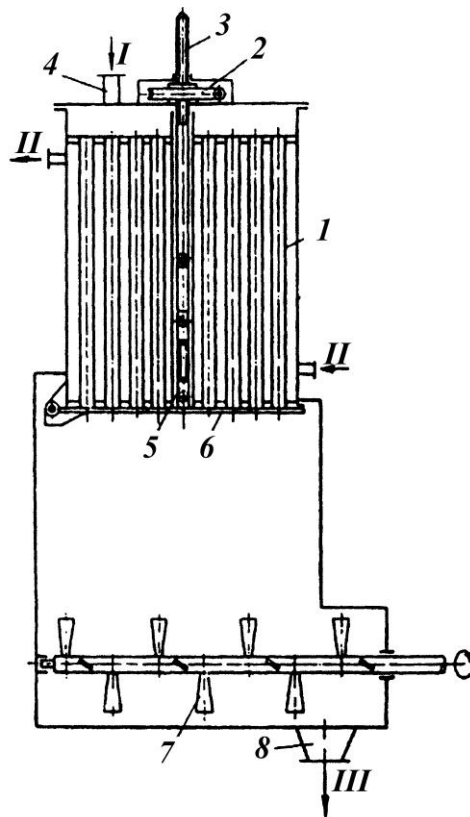


Рисунок 5.3 – Схема трубчастого кристалізатора з відкидною нижньою кришкою

У промисловості застосовують два типи трубчастих кристалізаторів: із відкидною нижньою кришкою та поворотного типу. *Трубчастий кристалізатор* першого типу має вертикальний пучок труб 1, який знизу закритий відкидною кришкою 6. Кришка ущільнюється за допомогою гвинтового механізму, що складається з черв'ячного привода 2, тяги 3 і траверси 5, або засобами гідравлічних циліндрів (рис. 5.3). У нижній частині апарата розміщена кулачкова дробарка 7 для подрібнення одержуваних стрижнів.

Вихідний розплав I при закритій нижній кришці заливається до трубочатки через штуцер 4. У міжтрубний простір подають охолоджувальний агент II.

Охолодження триває до повного тверднення розплаву в трубках. Після цього припиняється подача холодоагенту, з простору між трубами зливають його залишки і туди подають пару, що гріє (гарячу воду). Після певного підплавлення стрижнів відкривають нижню кришку апарата, стрижні випадають із трубок кристалізатора й потрапляють до дробарки. З останньої подрібнений продукт III у вигляді частинок заданого розміру відводиться з апарата через бункер 8.

*Конструкція трубчастого кристалізатора поворотного типу* (рис. 5.4) складається з вертикального пучка трубок 7, один кінець яких заварено, корпусу 5 та поворотного механізму 3. Трубочатка спирається на півосі 2 та 6, навколо яких засобами поворотного механізму має можливість повертатися на 180°.

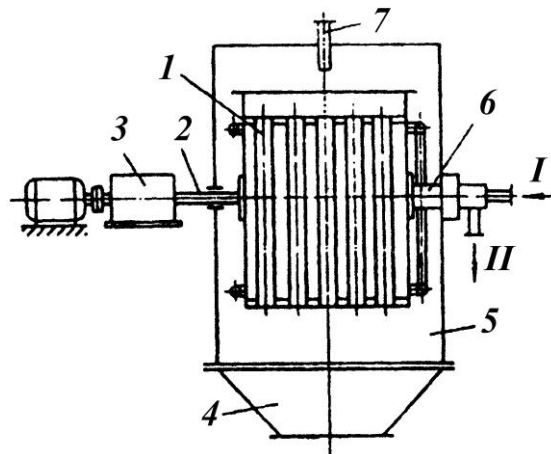


Рисунок 5.4 – Схема трубчастого кристалізатора поворотного типу:

I – вхід води; II – відведення води; 1 – трубочатка; 2, 6 – півосі; 3 – поворотний механізм; 4 – приймальний бункер; 5 – корпус апарата; 7 – штуцер вихідного розплаву

Піввісь 6 має канали для підведення та відведення агента охолодження (або нагрівання). У нижній частині кристалізатора також може встановлюватися дробарка. У вертикальному положенні трубочатки через штуцер 7 труби наповнюються розплавом, після цього до міжтрубного простору подається охолоджувальний агент. По закінченні процесу тверднення подача холодоагенту припиняється, кристалізатор повертається на 180°, і вмикається нагрівання. Стрижні в трубках підплавляються і падають до приймального бункера 4 або

дробарки. Потім кристалізатор повертається у вихідне положення, і процес поновлюється.

Тверднення розплавів часто проводять у тонкому шарі, що дозволяє реалізувати процес у безупинному режимі. Це істотно підвищує продуктивність обладнання та, як правило, приводить до зниження питомих витрат енергії. У цьому разі продукти мають вигляд тонких пластинок, луски або півсфер. Для здійснення такого процесу застосовують стрічкові, барабанні (валкові) й дискові кристалізатори.

### *5.2.3. Конструкції кристалізаторів для тверднення розплавів у шарі*

*Стрічкові кристалізатори* застосовують для тверднення нафталіну, сірки, парафіну, різних смол та ін. Основним робочим органом апаратів цього типу є тонка металева стрічка, натягнена на два барабани: один із них – приводний. Розплав може подаватися на стрічку суцільним шаром, смугами певної ширини, окремими тонкими струминками або у вигляді крапель. Охолодження розплаву проводиться різними способами, що залежать від властивостей компонентів розплаву, товщини його шару та вимог, які ставляться до готової продукції. Якщо продукт після тверднення повинен бути сухим або його контакт із вологою неприпустимий із технологічних міркувань, то стрічка знизу зрошується струменем охолоджувальної води. У деяких випадках охолодження реалізують обдуванням холодним повітрям матеріалу (або зворотного боку стрічки), що кристалізується. Найбільш ефективним є безпосереднє зрошення продукту, що обробляється, холодною водою, якщо такий контакт технологічно допустимий.

У стрічковому кристалізаторі з нижнім охолодженням вихідний розплав безупинно стікає на стрічку 8, натягнену між барабанами 7 та 5, із бункера 2, а продукт збирається до бункера 6 (рис. 5.5 а).

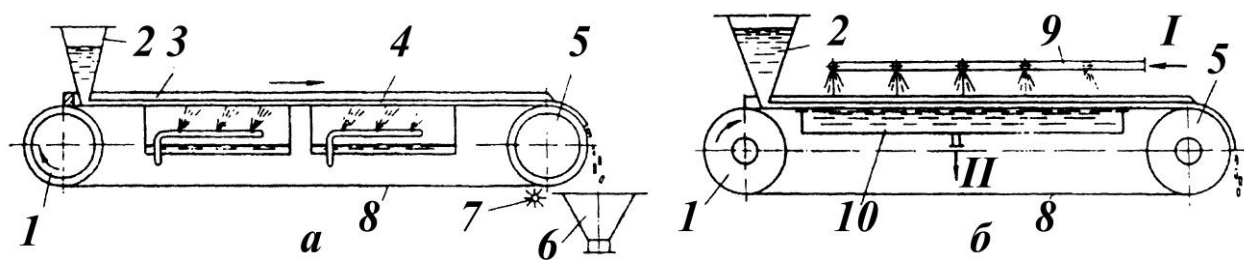


Рисунок 5.5 – Схеми стрічкових кристалізаторів:

*а* – із нижнім охолодженням стрічки; *б* – із безпосереднім зрошенням;

*I, II* – охолоджувальна вода

Нижня поверхня стрічки з охолоджуванним шаром 4 зрошується водою через сопла, що її розбризкують. Щоб уникнути розтікання розплаву, стрічку облямовують по обидва боки гумовими бортами 3, до яких вона щільно притискається під час руху. Знімання твердого продукту, як правило, відбувається без застосування ножів, що стає можливим через вигин стрічки на натяжному барабані 5. У деяких випадках для очищення стрічки встановлюють спеціальні обертальні щітки 7. Товщина шару продукту залежить від його теплофізичних властивостей, інтенсивності охолодження, довжини, швидкості руху стрічки та ін. Як правило, товщина шару становить 1–10 мм за швидкості стрічки 0,1–0,3 м/с.

У стрічковому кристалізаторі з безпосереднім зрошенням розплаву водою з колектора 9 вода відводиться з лотка 10 (рис. 5.5 б).

Якщо розплав виявляє властивості до значної адгезії щодо металевої стрічки (наприклад, під час оброблення смол), то його підводять тонкими струминками на попередньо змочену стрічку або через шар води. В останньому випадку стрічку кристалізатора частково занурюють у ванну з водою.

*Барабанні кристалізатори* застосовують для виготовлення лускоподібних продуктів: аміачної селітри, карбаміду, калієвої селітри, їдкового натру, нафталіну, парафіну, капролактаму, сірки, льоду, отрутохімікатів, жирів, мила та ін. Існує ряд конструктивних модифікацій барабанних кристалізаторів, проте основним вузлом цих конструкцій є порожній барабан, що охолоджується зсередини водою, розсолем або холодоагентом (аміаком, фреоном та ін.).

Охолодження барабанів холодоагентами здійснюють такими методами:

- охолоджувальний агент подається через одну порожню цапфу до порожнини барабана та відводиться звідти іншою цапфою;
- охолоджувальний агент надходить до барабана нерухомою трубою, що проходить через порожню цапфу, та розприскується форсунками; омиваючи тонкою плівкою всю внутрішню поверхню барабана, холодоагент збирається в нижній частині барабана й відводиться звідти за допомогою сифона або вакуум-насоса.

Для досягнення високої інтенсивності відведення теплоти охолодження барабана часто відбувається за рахунок безпосереднього випаровування рідкого аміаку або фреону в порожнині барабана.

За організацією живлення вихідним розплавом барабанні кристалізатори поділяють на чотири основні групи:

- із нижнім живленням;
- із верхнім живленням;
- із бічним живленням;
- двобарабанні кристалізатори.

У вітчизняній практиці найбільшого поширення набули барабанні кристалізатори з нижнім живленням (рис. 5.6). Вихідний розплав безупинно подається по трубі 16 до ванни, де підтримується його постійний рівень. У ванну на певну глибину занурено охолоджувальний барабан 1, що повільно обертається навколо осі. Під час контакту охолоджуваної поверхні барабана з розплавом на ній утворюється кристалічний шар. При виведенні обертального барабана з ванни він також підхоплює плівку розплаву, яка теж кристалізується. Шар твердого продукту, що утворився, безупинно знімається з поверхні барабана ножем 14 та відводиться до приймального бункера 15, звідки шнеком 5 постійно видаляється через патрубок 6.

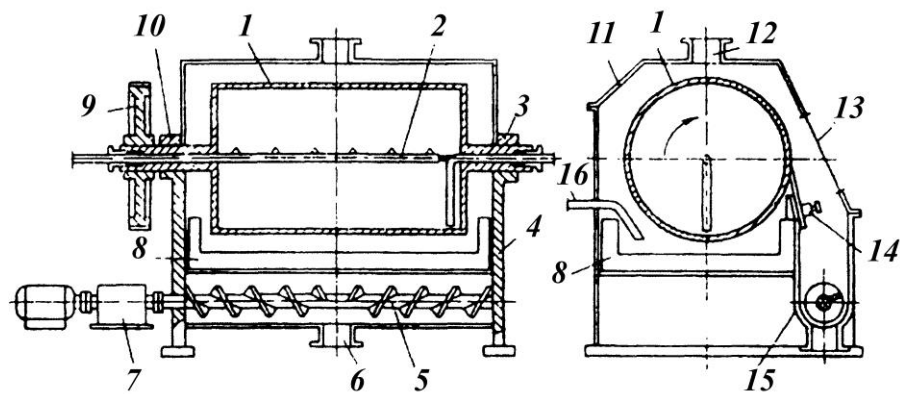


Рисунок 5.6 – Барабанный кристалізатор із нижнім живленням:

- 1 – барабан; 2 – охолоджувальний пристрій; 3, 10 – опори; 4 – станина;  
 5 – шнек; 6 – штуцер для вивантаження продукту; 7 – привод шнека;  
 8 – ванна; 9 – привод; 11 – кожух; 12 – патрубок витяжки; 13 – оглядове вікно;  
 14 – ножовий пристрій; 15 – приймальний бункер;  
 16 – труба для розплаву

Для підтримання необхідної температури розплаву ванну оснащують сорочкою. Агрегат може повністю герметизуватися; пара, що виділяється з розплаву, відводиться вентилятором через патрубок 12. У кожусі агрегата передбачено оглядові вікна 13 для спостереження за зрізом твердого шару. Частота обертання барабана коливається в межах  $0,01\text{--}20 \text{ хв}^{-1}$ .

Барабани виготовляють із гладкою або ребристою поверхнею. Кристалізатори з гладкою поверхнею застосовують у тих випадках, коли товщина затверділої кірки лімітована за товщиною, із ребристою поверхнею – коли шар продукту легко сколюється з поверхні барабана, а також якщо за технологічними умовами необхідно спроектувати агрегат із мінімальними габаритами.

Конструкція двобарабаних кристалізаторів складається з двох дотичних барабанів 1 та 7 (рис. 5.7). Щоки, які спираються на поверхню барабанів, утворюють торцеві стінки зумпфа 6. Вихідний розплав безпосередньо надходить до зумпфа, де він безупинно перемішується горизонтальною лопатевою мішалкою 5. Перемішування запобігає застиганню маси розплаву в зумпфі. Барабани встановлюють із певним зазором, який унеможлиблює протікання розплаву із

зумпфа. Зазор регулюється переміщенням одного з барабанів. Твердий шар продукту знімається ножами 12, встановленими в нижній частині барабанів, та вивантажується з агрегату шнеком 9.

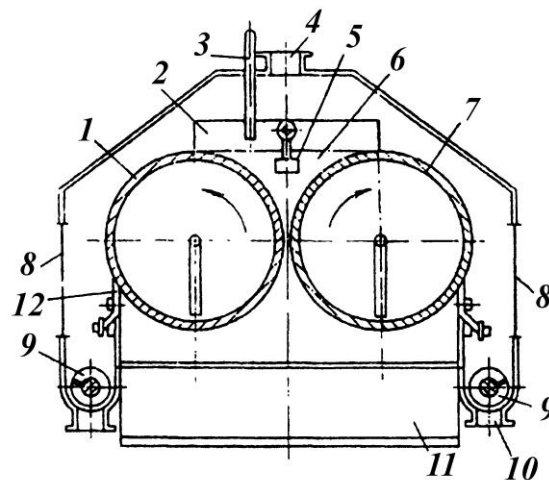


Рисунок 5.7 – Двобарабанний кристалізатор:

1, 7 – барабани; 2 – щоки; 3 – труба для розплаву; 4 – патрубок для відведення парів; 5 – мішалка; 6 – зумпф; 8 – оглядові вікна; 9 – шнек; 10 – штуцер для вивантаження продукту; 11 – станина; 12 – ніж

Двобарабанні кристалізатори виготовляють лише з гладкими поверхнями охолоджувальних барабанів. Як правило, їх застосовують у тих випадках, коли розплав не припускає тривалого впливу високої температури або в його структурі наявні тверді включення, які повинні потрапити до продукту. Барабанні кристалізатори з верхнім та бічним живленням в основному призначені для охолодження в'язких розплавів.

### 5.3. Кристалізатори з відведенням теплоти через поверхні охолодження

Для здійснення такого процесу застосовують обладнання, що відрізняється за конструкційними особливостями. Найчастіше це агрегати із сорочками охолодження або різними заглибними теплообмінними елементами (змійовиками, трубчатками, дисками та ін.). Як охолоджувальні агенти застосовують рідини, здатні зберігати свій агрегатний стан (вода, розсоли, ор-

ганічні речовини з низькою температурою плавлення та ін.) за умов, у яких проводиться кристалізація, а також рідини (аміак, фреони, пропан, етан та ін.), що випаровуються. Останні впроваджують для проведення технологічних процесів фракціонування низькоплавких сумішей.

Ємнісні кристалізатори із сорочкою охолодження за конструкційними особливостями практично не відрізняються від ємнісних реакторів. Суміш, що кристалізується, перемішується рамними, якірними або лопатевими мішалками. Перемішування підтримує кристали, які ростуть у зваженому стані та інтенсифікує процеси тепло- і масообміну. Для поліпшення перемішування суміші, що кристалізується, в обладнанні іноді вдаються до організації внутрішньої циркуляції, яку здійснюють пропелерною мішалкою та напрямною трубою. Під час спрямованого руху суспензії має місце утворення однорідних за розмірами кристалів і знижується їх осідання на робочих поверхнях.

Об'єм таких агрегатів може становити декілька кубічних метрів. Найчастіше ємнісні кристалізатори працюють у періодичному режимі. Режим охолодження встановлюють з урахуванням особливостей кристалізації конкретних сумішей. Здебільшого проводять повільне зниження температури в кристалізаційній області за опрацьованою програмою. При цьому різниця температур між поверхнею охолодження та сумішшю, що кристалізується, не повинна перевищувати 8–10 °С. За необхідності кристалізації речовин, здатних до переохолодження, при досягненні насичення до суміші вводять затравочні кристали. Істотний недолік ємнісних кристалізаторів – невелика площа поверхні теплообміну. Для її збільшення у кристалізаційній області розміщують додаткові елементи охолодження.

### *5.3.1 Ємнісні кристалізатори*

*Ємнісний кристалізатор із водяним охолодженням.* У таких агрегатах охолодження розчину відбувається за допомогою змійовика (рис. 5.8 а), сорочки (рис. 5.8 б) або виносного холодильника.



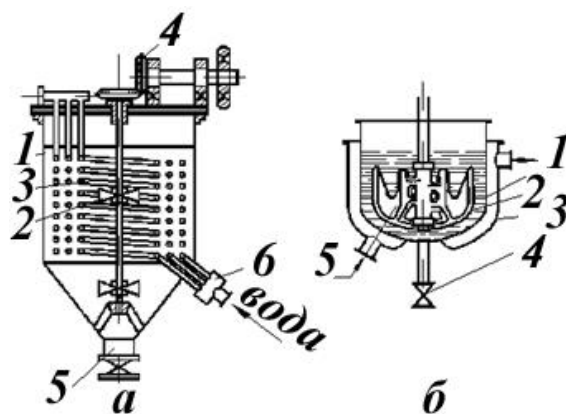


Рисунок 5.8 – Кристалізатори з водяним охолодженням: *a* – зі змійовиком:

1 – корпус; 2 – змійовик; 3 – мішалка; 4 – привод; 5 – розвантажувальний пристрій; *б* – штуцери охолоджувальної води; *б* – із сорочкою охолодження:

1 – корпус; 2 – мішалка; 3 – сорочка охолодження;

4 – розвантажувальний пристрій; 5 – штуцер підведення води для охолодження

На цьому обладнанні відбуваються як періодичний, так і безупинні процеси кристалізації. У безперервно-діючому апараті відведення маточного розчину здійснюється зверху. Нижня частина установки виконується конічною, що дозволяє зменшити швидкість руху розчину, який циркулює в циліндричній області, та зменшити ймовірність віднесення дрібних кристалів із маточним розчином.

Кристалічну суспензію, як правило, вивантажують через нижній спускний штуцер. Для запобігання забиванню спускні штуцери, як правило, підігрівають парою або гарячою водою. У ряді випадків спускні штуцери оснащують спеціальними штирями, що очищають їх поверхню від кристалічної фази. При поділі легкоокиснювальних, вибухонебезпечних або токсичних речовин обладнання виготовляють у герметичному виконанні, а процес здійснюють в атмосфері інертного газу (наприклад, азоту).

Для організації безупинного процесу застосовують каскад розглянутих установок, в яких із кожним наступним ступенем каскаду відбувається зниження температури фракціонування. При такій організації процесу можна виготовити досить великі та однорідні за розмірами кристали. Вихідна суміш надхо-

дить до першого ступеня каскаду, а готову суспензію відводять з останнього. Холодоагент, як правило, рухається протитечійно до суміші, що кристалізується. Недоліки такого каскаду – громіздкість, а також можливість забивання трубопроводів перетіканням суміші, що кристалізується.

### 5.3.2. Механічні кристалізатори

Це обладнання набуло широкого впровадження для проведення безупинної кристалізації. Здебільшого це горизонтальний циліндричний агрегат, оснащений шнеками, скребковими мішалками, роторами, ножами та ін.

*Скребкові кожухотрубчасті кристалізатори* часто застосовують для проведення фракційної кристалізації органічних речовин (рис. 5.9). Це теплообмінний апарат безперервної дії типу «труба в трубі», конструкція якого складається з послідовно з'єднаних горизонтальних труб 7, усередині яких рухається розплав, що кристалізується. Розплав до агрегата надходить за допомогою насоса.

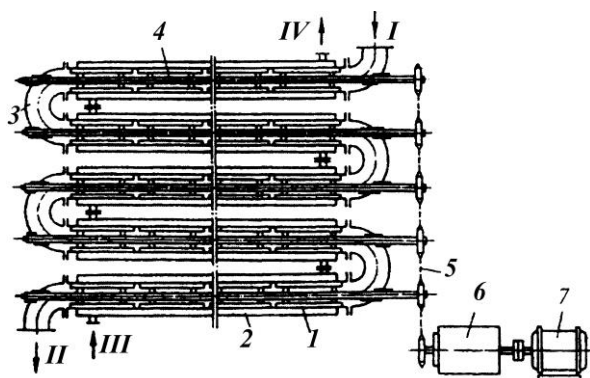


Рисунок 5.9 – Кожухотрубчастий механічний кристалізатор з однорядним розміщенням труб: I – розплав; II – кристалізація; III, IV – охолоджувальний агент;

1 – труба охолодження; 2 – сорочка; 3 – коліно; 4 – вал зі шкребками;

5 – ланцюгова передача; 6 – редуктор; 7 – електродвигун

Труби оснащують сорочками 2, через які проходить потік охолоджувального агента (води, розсолу, аміаку та ін.). Усередині труб для розплаву проходять вали 4 із закріпленими на них шкребками, призначені для очищення внутрішньої поверхні від кристалів, що осідають. Вал виконаний із товстостінної труби, а шкребки – у вигляді двох вигнутих пластин, що притискаються до по-

верхні охолодження за допомогою пружин. Частота обертання вала – 10–15 хв<sup>-1</sup>. Діаметр внутрішніх труб – 100–180 мм при довжині 12 м.

Розглянуті кристалізатори, як правило, мають 2–14 секцій. При великій кількості секцій охолодження їх розміщують двома рядами. У деяких конструкціях труби розміщують двома блоками за шестикутником. При цьому в кожному блоці труби мають спільну сорочку. Істотна перевага такого кристалізатора – це розвинена поверхня теплообміну, а недоліки – значний гідравлічний опір і велика кількість сальникових ущільнень.

Конструкція кристалізатора зі стрічковою мішалкою складається з горизонтально розміщеного корита 1 із напівциліндричним днищем, що зовні має водяну сорочку 2, а всередині – тихохідну стрічкову мішалку 3. Виробничий досвід із проектування та експлуатації цього обладнання свідчить про ефективність мішалок із розміщеними по спіралі металевими стрічками та приведення в дію пристрою черв'ячною передачею 4 (рис. 5.10).

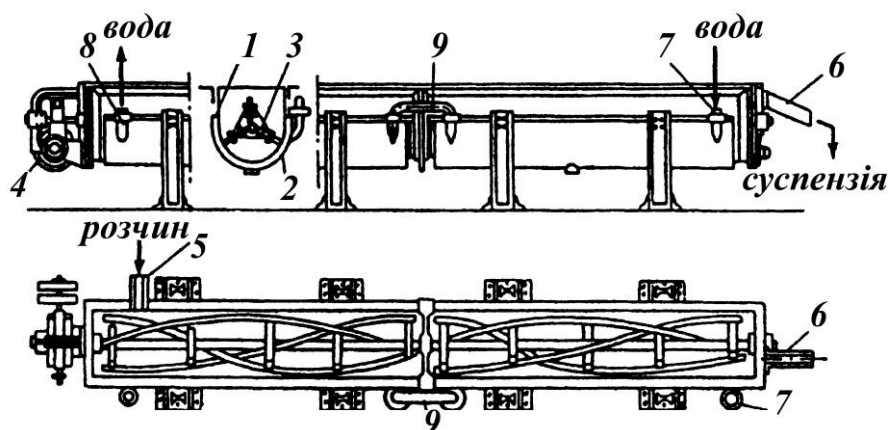


Рисунок 5.10 – Кристалізатор зі стрічковою мішалкою

Гарячий концентрований розчин штуцером 5 подається на один кінець корита та, поступово охолоджуючись, проходить уздовж агрегата до зливального штуцера 6. Для полегшення вивантаження кристалічного продукту на кінці вала закріплено спеціальну лопатеву мішалку, що інтенсивно перемішує суспензію й забезпечує її однорідний склад при зливанні через штуцер 6. Охолоджувальна вода надходить до сорочки через штуцер 7 і рухається протитечійно розчину до вихідного штуцера 8.

Залежно від умов виробництва корито може бути закритим або відкритим. В останньому випадку швидкість кристалізації дещо вища внаслідок часткового випаровування розчинника. Ширина корита кристалізаторів, як правило, становить 600–800 мм. Стрічкова мішалка не лише переміщає кристали вздовж установки, а й підтримує їх у зваженому стані, сприяючи утворенню порівняно однорідних за розмірами кристалів. Апарати складається з окремих елементів (але не більше чотирьох) довжиною 3–4 м. Перехід охолоджувальної води з однієї секції до іншої відбувається через сполучні патрубки 9.

Якщо потрібна технологія вимагає більшої продуктивності, то послідовно встановлюють кілька кристалізаторів. При цьому для економії виробничої площі установки монтують одна над одною, що забезпечує самопливний рух розчину між ступенями кристалізації.

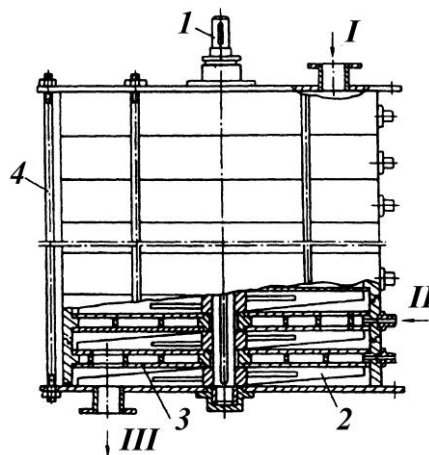


Рисунок 5.11 – Дісковий кристалізатор: *I* – штуцер вихідної суміші; *II* – введення холодоагенту; *III* – штуцер відведення суспензії

*Діскові кристалізатори* характеризуються високою ефективністю та розвиненою поверхнею теплообміну. Конструкція цих агрегатів містить набір порожнистих дисків 3, усередині яких по кільцевих каналах рухається охолоджувальна рідина (рис. 5.11). Диски зібрано в пакет болтами 4, що мають наскрізні отвори (часто сегментної форми) для перетікання розплаву зверху донизу. При збиранні диски розвертають так, щоб перетічні отвори були повернені один щодо одного на 270–300°. Кожний диск має два штуцери для підведення та від-

ведення охолоджувального агента. Сусідні диски ущільнені проміжними прокладками. Усі диски в центрі мають отвір, через який проходить вал зі шкребками 2 для очищення охолоджувальних поверхонь від кристалів, що осідають, а також для перемішування кристалізату. Крім того, шкребки сприяють транспортуванню кристалів до перетічних отворів. Шкребок виготовлений таким чином, що одна його лопать очищає нижню поверхню диска, а інша – верхню. Привод вала кристалізатора приводиться в дію від електродвигуна через редуктор. Частота обертання становить 3–10 хв<sup>-1</sup>. Площа поверхні теплообміну іноді досягає 100 м<sup>2</sup>.

Вихідний розплав *I* надходить до простору між дисками через верхній живильний штуцер, розміщений на кришці кристалізатора. Суспензія, що утворюється в результаті охолодження, послідовно проходить між дисковими просторами та вивантажується через нижній штуцер *III*. Охолоджувальна рідина *II*, як правило, подається до порожнини нижнього диска та, пройшовши через кільцеві канали, протікає через коліно до порожнини диска, розміщеного вище й далі за аналогією. Рідина для охолодження відводиться з порожнини верхнього диска. Таким чином, розплав та охолоджувальна рідина рухаються протитічно, що сприяє утворенню більших кристалів. За необхідності температуру регулюють, подаючи охолоджувальний агент необхідної температури.

*Барабанні кристалізатори* з водяним або повітряним охолодженням часто впроваджують у технологію виробництва неорганічних речовин із розчинів.

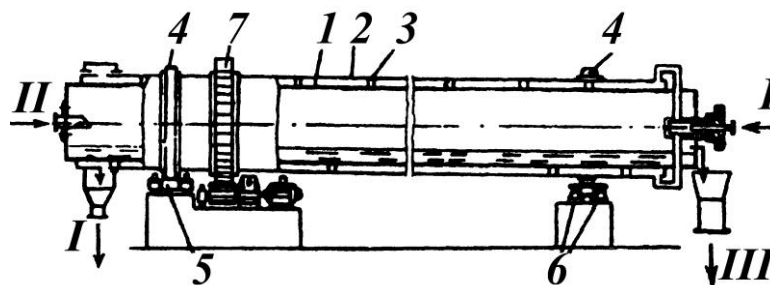


Рисунок 5.12 – Барабанний кристалізатор із водяним охолодженням

Кристалізатор із водяним охолодженням являє собою обертовий барабан *I*, установлений під незначним кутом нахилу (рис. 5.12). Барабан оснащений водяною сорочкою 2. Щоб уникнути деформації сорочки, між нею та корпусом

у шаховому порядку вварені бобишки 3. На корпусі кристалізатора закріплені два бандажі 4, кожний з яких опирається на дві пари опорних роликів 5. Для попередження осьового ковзання барабана в одному з бандажів установлені упорні ролики 6. Обертання барабана з частотою  $10\text{--}20 \text{ хв}^{-1}$  здійснюється через зубчастий вінець 7, що входить у зачеплення із шестірнею привода. Гарячий розчин II подається у верхній кінець барабана та з безупинним перемішуванням повільно рухається до протилежного розвантажувального кінця III. Охолоджувальна вода I подається протитечійно розчину через розподільний пристрій та відводиться через отвір у сорочці.

Відношення довжини барабана до його внутрішнього діаметра, як правило, становить 10–12 при внутрішньому діаметрі 0,5–1,5 м; товщина шару розчину – 100–200 мм.

Товщину шару розчину в барабані, кут його нахилу і частоту обертання вибирають залежно від властивостей сировинних матеріалів та необхідної якості продукту. Продуктивність барабанних кристалізаторів в основному залежить від їх розміру та природи речовин, які кристалізують. Так, для агрегатів довжиною 10 м вона може становити 350–600 кг/год кристалічного продукту. Потужність, що споживається, та витрата води на  $1 \text{ м}^3$  розчину, що проходить оброблення, в середньому становлять відповідно 1–2 кВт та 3–5  $\text{м}^3$ .

Істотним недоліком барабанних кристалізаторів із водним охолодженням є значна інкрустація внутрішніх поверхонь унаслідок різкого охолодження стінок корпусу та порівняно невеликі швидкості руху розчину. Для запобігання утворенню кристалів на внутрішній поверхні іноді до барабана на всю його довжину поміщають важкий ланцюг, який при обертанні барабана перекочується по його внутрішній поверхні та механічно збиває кристалічні нарости.

Для попередження утворення інкрустацій застосовують барабанні кристалізатори з повітряним охолодженням, в яких розчин охолоджується потужним потоком повітря, що нагнітається вентилятором до середини кристалізатора протитечійно до руху розчину. Охолодження в такому кристалізаторі відбувається не лише за рахунок передачі повітрю частини теплоти розчину, а й го-

ловним чином його випаровуванням.

### 5.3.3. Циркуляційні кристалізатори

Для кристалізації неорганічних солей із водних розчинів застосовують циркуляційні кристалізатори двох типів: із циркуляцією освітленого маточника та з циркуляцією суспензії.

*Кристалізатори із циркуляцією освітленого маточника* (рис. 5.13) Конструкція такого апарата, як правило, складається з розчинника кристалів *I*, теплообмінника *2* та циркуляційного насоса *3*. Вихідний розчин *I* змішується із циркулюючим маточником і надходить до теплообмінника *2*, в якому відбувається охолодження суміші (на 1–2 °С нижче за температуру точки насичення) холодоагентом *II*.

Перенасичений розчин надходить по центральній трубці *4* до нижньої частини розчинника кристалів *I*. Кристали, що утворюються, зважені у висхідному потоці маточника. Пройшовши через псевдозріджений шар кристалів, маточник освітлюється та циркуляційним контуром *5* повертається до теплообмінника *2*.

У розчиннику кристалів відбувається часткова класифікація за розмірами. Згущена суспензія *II* відводиться через штуцер у донній частині апарата, а частина освітленого маточника *III* відбирається через штуцер у верхній частині розчинника кристалів.

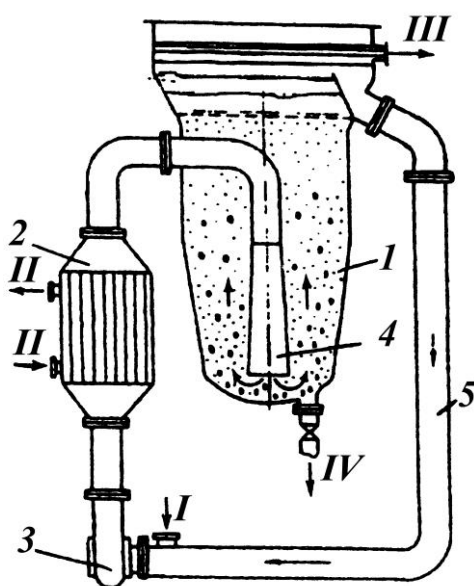


Рисунок 5.13 – Схема кристалізатора зі зваженим шаром

Під час охолодження циркулюючого маточника можлива інкрустація внутрішніх поверхонь теплообмінника. Для видалення осілих кристалів теплообмінник періодично промивають або пропарюють. Установки значної потужності, як правило, оснащують декількома (до шести) робочими контурами, які для регенерації теплообмінників послідовно відключають. Тривалість робочого циклу теплообмінників можна збільшити підтримуючи різницю температур між циркулюючим маточником та холодоагентом на рівні 4–6 °С.

#### **5.4. Випарні кристалізатори**

У випарних кристалізаторах перенасичення розчину досягається за рахунок часткового відгону розчинника. Такі апарати застосовують для кристалізації речовин, розчинність яких мало залежить від температури, а також для речовин, що мають зворотну розчинність. За конструкціями випарні кристалізатори нагадують звичайні випарні апарати, доповнені вузлом виведення кристалічної суспензії. Вони можуть оснащуватися внутрішньою або зовнішньою нагрівальною камерою. За принципом організації потоків усі випарні кристалізатори можна поділити на три групи: кристалізатори з природною або примусовою циркуляцією розчину (суспензії) та апарати зі зваженим шаром.

##### *5.4.1. Випарний кристалізатор із природною циркуляцією маточного розчину*

Апарат оснащено зовнішньою нагрівальною камерою 4 та збірником солі 5 (рис. 5.14). Нагрівальну камеру 4 і сепаратор 2 сполучено між собою циркуляційними трубами 3 та 6. У нагрівальних трубках розчин зазнає тиску з боку стовпа рідини, яка перебуває в «піднімальній» трубці 3, тому інтенсивне пароутворення починається лише при надходженні перегрітого розчину в сепаратор.



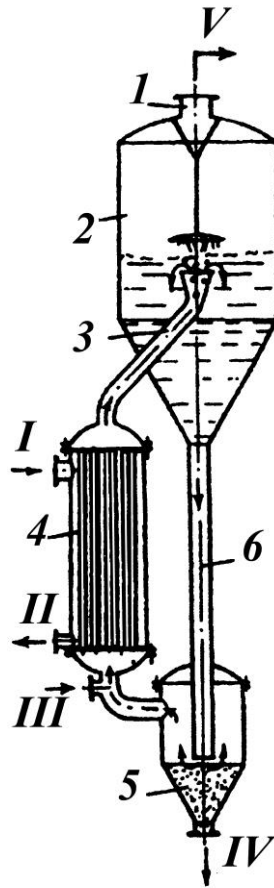


Рисунок 5.14 – Схема випарного кристалізатора із зовнішньою нагрівальною камерою та збірником солей: *I* – пара; *II* – конденсат; *III* – розчин; *IV* – суспензія; *V* – сокова пара

У сепараторі відбувається розподіл парорідинної суміші: сокова (вторинна) пара відводиться через штуцер *I*, а суспензія, що складається з маточного розчину та кристалів, по трубі *6* надходить до збірника солей *5*. У конічній частині збірника солей кристали осаджуються і періодично (або безупинно) згущеною суспензією надходять на центрифугування. Маточний розчин із дрібними кристалами зі збірника солей повертається до нагрівальної камери та неодноразово циркулює контуром апарата. Значний об'єм розчину в сепараторі сприяє більш повному зняттю перенасичення та зменшує ймовірність утворення інкрустації в циркуляційній трубі.

Завдяки наявності збірника солей з апарата можна відводити суспензію зі значною концентрацією. Однак при цьому зменшується вміст кристалів у циркулюючій суспензії, а отже, зростає ймовірність їх утворення на

стінках апарата.

Довжина труб випарних кристалізаторів із зовнішніми нагрівальними камерами, як правило, становить 3–6 м. Їх діаметр повинен бути не меншим ніж 50 мм. Швидкість циркуляції розчину в трубках – 1–2 м/с, при цьому коефіцієнт теплопередачі в кристалізаторах становить 900–1 400 Вт/(м<sup>2</sup> · °С).

Для того щоб уникнути інкрустації стінок сепаратора, їх полірують або проводять їх зрошення невеликою кількістю конденсату.

Загальним істотним недоліком випарних кристалізаторів із природною циркуляцією є порівняно невелика швидкість руху рідини в трубках нагрівальної камери, що не завжди запобігає утворенню інкрустацій. Крім того, швидкість циркуляції значною мірою залежить від стабільності параметрів гріючої пари та її надходження. Для створення значної швидкості потрібна різниця температур між розчином та паром (до 20–25 °С), що не дозволяє варіювати теплове навантаження апарата в бік його зменшення з метою одержання більш великого кристалічного продукту.

#### *5.4.2. Випарний кристалізатор із примусовою циркуляцією маточного розчину*

У випарних кристалізаторах із примусовою циркуляцією розчину збільшення швидкості циркуляції розчину знижує ймовірність утворення інкрустацій і підвищує надійність його експлуатації. Примусова циркуляція у випарних кристалізаторах створюється спеціальними насосами, які монтують зовні або всередині апарата. Засобами насосного устаткування забезпечують технологічно задану швидкість руху розчину.

У невеликих апаратах для створення циркуляції можуть застосовуватися швидкохідні пропелерні мішалки. У випарному кристалізаторі з підвісною нагрівальною камерою циркуляція здійснюється засобами пропелерного насоса 2, встановленого над нагрівальною камерою 3 (рис. 5.15). Для створення рівномірного потоку суспензії та зменшення гідравлічного опору насос оснащують напрямним патрубком 1, а під нагрівальною камерою розміщують відбивну перегородку 4. Кристали, що утворюються, циркулюють по контуру апарата та від-

водяться разом із маточним розчином через штуцер 5.

Більш простим та надійним в експлуатації є апарат із зовнішньою нагрівальною камерою. Для забезпечення циркуляції розчину в даному апараті застосовують насос 7, установлений поза апаратом (рис. 5.16). Живильний розчин, що надходить до зворотної труби 2, змішується зі значною кількістю маточного циркулюючого розчину, після цього подається до нагрівальної камери 3. Незначне перегрівання рідини, а також наявність піднімальної труби 4 усувають закипання розчину в нагрівальних трубках. Кипіння переноситься у верхню частину труби 4 і сепаратор 5. Для попередження відкладання солей піднімальну трубу іноді поміщають на 1–1,5 м нижче від рівня розчину. У цьому випадку пароутворення відбувається головним чином у сепараторі. Суспензію відводять через пристрій 6, що дозволяє підтримувати постійний рівень розчину в сепараторі. Наявність зовнішньої нагрівальної камери, окрім експлуатаційних переваг (вільного доступу для огляду та ремонту), дозволяє реалізувати тангенціальне (без удару) підведення парорідинної суміші до сепаратора, що істотно поліпшує сепарацію пари від крапель розчину.

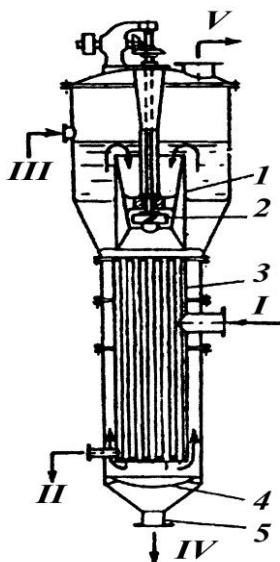


Рисунок 5.15 – Схема випарного кристалізатора з примусовою циркуляцією та підвісною нагрівальною камерою:

*I* – пара; *II* – конденсат; *III* – розчин;  
*IV* – суспензія; *V* – сокова пара

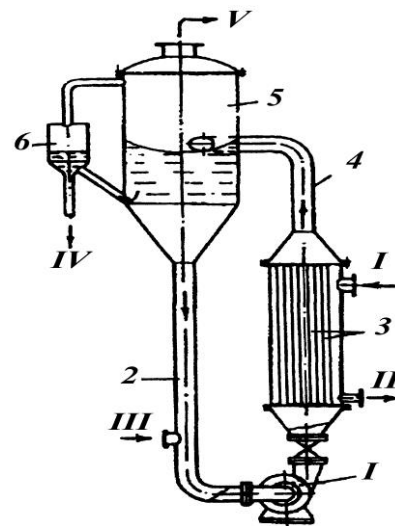


Рисунок 5.16 – Схема випарного кристалізатора з примусовою циркуляцією та зовнішньою нагрівальною камерою: *I* – пара;

*II* – конденсат; *III* – розчин;  
*IV* – суспензія; *V* – сокова пара

Оптимальна швидкість циркуляції розчину нагрівальними трубками – 2–3 м/с. При менших швидкостях уможливується відкладання солей на теплопередавальній поверхні. Збільшення швидкості циркуляції недоцільне через різке підвищення гідравлічного опору контура, а отже, і зростання витрати енергії на привод насоса. До того ж за швидкості розчину понад 3–3,5 м/с має місце механічне стирання кристалів.

Припустимий вміст кристалів у циркулюючій суспензії в апаратах із примусовою циркуляцією значно вищий, ніж в апаратах із природною циркуляцією, і може досягати 20 %<sub>мас.</sub> Це, з одного боку, знижує ймовірність інкрустації внутрішніх поверхонь кристалізатора, а з іншого – сприяє підвищенню коефіцієнтів теплопередачі. Ці переваги обумовили широке використання таких апаратів для випарювання розчинів, здатних кристалізуватися, солей як із прямою, так і зі зворотною розчинністю.

*Випарні апарати зі зваженим шаром* призначені для виготовлення великого кристалічного продукту. За способом організації руху сировини – це апарати з примусовою циркуляцією розчину. Конструкція цих кристалізаторів містить вирощувач кристалів, де підтримується їх зважений шар.

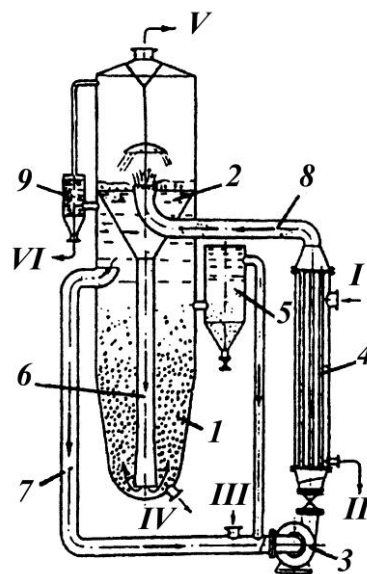


Рисунок 5.17 – Схема випарного кристалізатора зі зваженим шаром:  
 I – пара; II – конденсат; III – розчин; IV – суспензія; V – сокова пара;  
 VI – маточний розчин

Кристалізатор (рис. 5.17) складається з вирощувача кристалів *I*, сепаратора *2*, насоса *3*, нагрівальної камери *4*, відстійника для дрібних кристалів *5* та циркуляційних труб *6*, *7* та *8*. Апарат працює таким чином. Вихідний розчин *III*, змішуючись із маточником, що циркулює по контуру, насосом *3* спрямовується до нагрівальної камери *4*. Далі по трубі *8* суміш прямує до сепаратора *2*, в якому відбувається її кипіння. Сокова пара *V*, що утворилася, відводиться із сепаратора, а пересичений розчин по трубі *6* надходить до вирощувача кристалів *I*, де у зваженому шарі відбувається збільшення розмірів кристалів. У міру проходження розчину через зважений шар перенасичення поступово знімається. З верхньої частини вирощувача кристалів освітлений розчин усмоктується по трубі *7* насосом *3*. Згущена суспензія *IV* відводиться з нижньої частини вирощувача кристалів. Надлишок маточника відводиться через пристрій *9*. Для одержання великих кристалів установку оснащують відстійником *5* дрібних кристалів, що періодично відводяться з апарата та додаються для розчинення. Випарні кристалізатори зі зваженим шаром дозволяють виготовляти однорідний кристалічний продукт розміром 0,6–2 мм.

### 5.5. Вакуумні кристалізатори

У вакуум-кристалізаторах процес кристалізації відбувається без підведення теплоти в результаті адіабатичного випаровування частини розчинника шляхом зниження тиску, тобто за рахунок самовипаровування. При цьому на розчинення випарника витрачається фізична теплота самого розчину, відбувається його охолодження до температури кипіння при залишковому тиску. У цьому випадку перенасичення досягається як підвищенням концентрації розчину, так і за рахунок зниження температури. Кількість парового розчинника, як правило, становить 8–10 % від загальної маси розчину. Такий процес називають також вакуумною, вакуум-випарною або адіабатною кристалізацією.

Вакуум-кристалізатори менше за інші види кристалізаційного обладнання зазнають інкрустації. Вони характеризуються значною продуктивністю та більшою різноманітністю конструкцій. Це устаткування відносно просте за конс-

трукцією, не має громіздкого привода та в ряді випадків може застосовуватися без деталей і вузлів, що рухаються. Відсутність теплопередавальних поверхонь дозволяє виготовляти їх із будь-яких корозійностійких матеріалів, зокрема з тих, які мають малу теплопровідність, або футерувати установки із середини такими матеріалами. Це на практиці має вирішальне значення при виборі кристалізаційного обладнання для хімічних технологій, в яких мають місце агресивні середовища.

Під час проведення вакуумної кристалізації уможлиблюється використання прихованої теплоти конденсації сокової пари для нагрівання вихідних розчинів або води, що надходить на розчинення сировини. Крім того, теплота, що виділяється при випаданні кристалів, може витрачатися на випарювання розчинника, що істотно знижує енергетичні витрати на реалізацію процесу. В охолоджувальних кристалізаторах цю теплоту відводять з охолоджувальним агентом.

Застосування вакуумної кристалізації доцільне для речовин, розчинність яких повільно зменшується зі зниженням температури.

Істотними недоліками вакуум-кристалізаторів тривалий час залишалися одержання лише дрібнокристалічного продукту, середній розмір якого не перевищував 0,10–0,15 мм, а також утворення інкрустацій у зоні кипіння розчину, для видалення яких апарати необхідно було зупиняти на промивання. У циркуляційних вакуум-кристалізаторах ці недоліки було усунуто, що забезпечило їх широке впровадження.

При періодичній кристалізації через значне перенасичення розчину часто одержують дрібнокристалічний продукт, а на внутрішній поверхні апарата, особливо в зоні кипіння розчину, утворюються нарости солей. Шляхом емалювання внутрішніх стінок кристалізатора та забезпечення високих швидкостей перемішування розчину, можна істотно зменшити швидкість утворення інкрустацій. Однак необхідно зазначити, що при періодичній роботі кристалізатора відкладання солі на стінках не створює особливих незручностей під час експлуатації апарата, оскільки після кожного нового завантаження гарячого розчину

ці осади повністю розчиняються.

### 5.5.1. Вакуум-кристалізатор безперервної дії з гідравлічним затвором

Найпростішим вакуум-кристалізатором безперервної дії є однокорпусний апарат із гідравлічним затвором (рис. 5.18). Через штуцер 2 до апарата безупинно надходить гарячий розчин. Кристали, що утворюються, разом із маточним розчином надходять по барометричній трубці 4 до гідрозатвора, звідки через переливний штуцер 7 відводяться на подальші технологічні операції. Для попередження осадження солей гідравлічний затвор оснащується мішалкою 6.

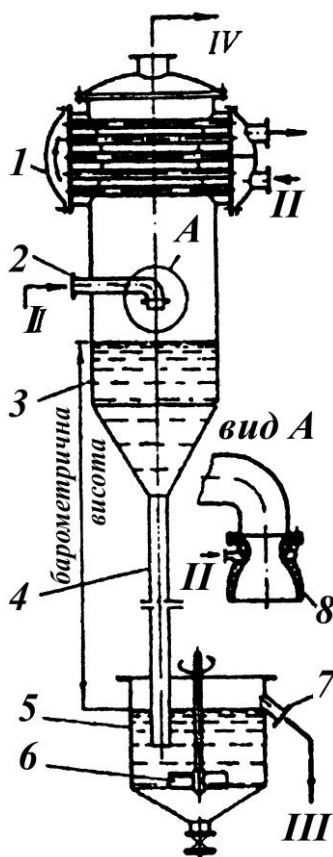


Рисунок 5.18 – Схема вакуум-кристалізатора з гідравлічним затвором:

*I* – розчин; *II* – вода; *III* – суспензія; *IV* – сокова пара;

*1* – конденсатор; *2* – штуцер надходження розчину; *3* – корпус апарата;  
*4* – барометрична труба; *5* – гідравлічний затвор; *6* – мішалка; *7* – штуцер відведення суспензії; *8* – гумова насадка на кінці живильного штуцера

Різниця рівнів розчину в сепараторі та гідрозатворі (барометрична висота)

залежить від атмосферного тиску, густини суспензії та залишкового тиску в сепараторі. Гідрозатвори кристалізаторів можуть виконуватися і без мішалки. У цьому випадку вони являють собою циліндричний апарат, діаметр якого вибирають таким, щоб швидкість висхідного потоку була в декілька разів більшою, ніж швидкість осадження найбільших кристалів. Однак гідравлічні затвори без мішалок характеризуються меншою надійністю в роботі, оскільки зменшення швидкості подачі живильного розчину до кристалізатора (або тимчасове припинення його надходження), як правило, викликає осадження кристалів та забивання барометричної труби.

Унаслідок швидкого скипання та охолодження розчину в розглянутому апараті процес кристалізації відбувається при високому перенасиченні, що призводить до утворення дрібнокристалічного продукту з кристалами розміром не більше ніж 0,1 мм.

Підведення живлення через штуцер, розміщений вище за рівень розчину, дозволяє зменшити швидкість утворення інкрустацій на стінках апарата. Однак живильний штуцер дуже швидко заростає, тому що саме в ньому розчин скипає, і утворюється найбільше перенасичення. Для усунення інкрустацій у штуцері на його кінець монтується гумова насадка 8. При розбризкуванні розчину насадка зазнає вібрацій, що перешкоджають відкладанню солей.

#### 5.5.2. Вакуум-кристалізатор зі зваженим шаром

*Вакуум-кристалізатори зі зваженим шаром* застосовують для виготовлення великого кристалічного продукту (із розміром кристалів 1–2 мм). За принципом дії апарати цього типу аналогічні охолоджувальному кристалізатору зі зваженим шаром із тією лише різницею, що перенасичення утворюється не охолодженням через стінку, а в результаті самовипаровування розчину під вакуумом. Такі кристалізатори проектують як відкритого, так і закритого типу.

У кристалізаторі відкритого типу гарячий концентрований розчин надходить до апарата через штуцер 8, змішується (у співвідношенні 1:50–1:200) із маточним циркулюючим розчином, підігрівуючи його при цьому на 0,2–2,0 °С, і насосом 7 подається до сепаратора (рис. 5.19). Розчин скипає в сепараторі та



охолоджується до такої самої температури – 0,2–2 °С. Таким чином, перенасичення, що виникає, не виходить за допустимі межі для одержання великих кристалів в устаткуванні цього типу. Перенасичений розчин по трубі 2 надходить до корпусу 1, далі процес відбувається так само, як і в охолоджувальному кристалізаторі. Сокова пара із сепаратора відводиться через штуцер 4. Кристалізатори закритого типу мають більш складну конструкцію.

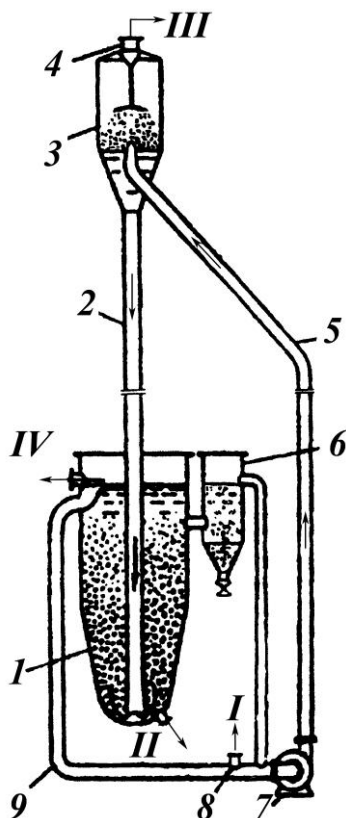


Рисунок 5.19 – Вакуум-кристалізатор зі зваженим шаром та відкритим корпусом:

*I* – розчин; *II* – суспензія; *III* – сокова пара; *IV* – маточний розчин;

*1* – корпус; 2, 5, 9 – циркуляційні труби; 3 – сепаратор; 4 – штуцер сокової пари; 6 – відстійник дрібної солі; 7 – циркуляційний насос; 8 – штуцер подачі розчину

В апаратах зі зваженим шаром, як і в усіх вакуум-кристалізаторах, найімовірніше місце з погляду утворення інкрустацій – це внутрішні поверхні сепаратора, а також труби 2, що контактують із розчином максимальної перенасиченості. Для запобігання утворенню інкрустацій рекомендують полірування стінок сепаратора або зрошування їх конденсатом, екранування стінок від кип-

лячого розчину еластичними вібрувальними матеріалами, місцеве обігрівання стінок нижче від рівня розчину та ін.

### 5.5.3. Циркуляційні вакуум-кристалізатори

Це обладнання в хімічній промисловості набуло більш широкого впровадження. Від апаратів зі зваженим шаром воно відрізняється більшою продуктивністю, в той самий час таке устаткування дозволяє виготовляти порівняно великий кристалічний продукт, середній розмір якого становить 0,25–0,45 мм, а при застосуванні відділення дрібної фракції – 0,65–0,80 мм.

Відмінна особливість цих агрегатів полягає в тому, що завдяки інтенсивній циркуляції гарячий живильний розчин попередньо змішується з уже охолодженим маточним розчином. У результаті такого змішування температура суміші стає лише на кілька градусів (або навіть десятих градуса) вищою за температуру кипіння при даному вакуумі. Крім того, при самовипаровуванні розчину в ньому виникає порівняно незначне перенасичення. Водночас циркуляцією в зоні кипіння розчину підтримується значна кількість кристалів. Вони при своєму рості швидко знімають перенасичення, тим самим знижуючи швидкість утворення нових зародків.

Таким чином, перемішування живильного розчину з більшою кількістю маточного розчину та наявність розвиненої поверхні кристалізації в зоні кипіння різко знижують перенасичення під час кристалізації, що дозволяє не лише виготовляти великі кристали, а й істотно зменшувати (або навіть повністю усувати) утворення інкрустацій на внутрішній поверхні апарата.

Циркуляційні вакуум-кристалізатори бувають із внутрішнім (рис. 5.20) та зовнішнім (рис. 5.21) контурами циркуляції.

У кристалізаторах із внутрішнім контуром циркуляцію, як правило, організовують засобами пропелерних мішалок. По осі корпусу 1 розміщено циркуляційну трубу 2 та пропелерну мішалку 3. Гарячий розчин, надходячи через штуцер 4, змішується із маточним циркулюючим розчином. Кристали, що утворилися, у вигляді суспензії, відводяться переливною трубою 5 насосом 6 на

подальше перероблення. Тривалість роботи такої установки між промиваннями коливається від двох до чотирьох тижнів.

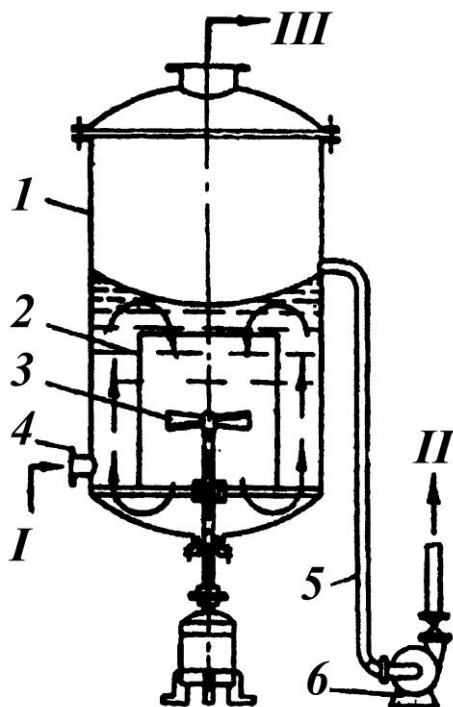


Рисунок 5.20 – Схема циркуляційного вакуум-кристалізатора із пропелерною мішалкою: *I* – розчин; *II* – суспензія; *III* – сокова пара

У кристалізатор із циркуляційним насосом 2 (рис. 5.21) гарячий розчин надходить до всмоктувальної лінії 1, змішується зі значною кількістю маточного циркулюючого розчину та по трубі 3 подається в кристалізатор. Суспензія із сепаратора зливається по трубі 4 і насосом 5 подається на центрифугування. Гідрравлічний опір контура кристалізатора становить, як правило, не більше ніж 1–1,5 мм рт. ст., тому можна застосовувати низьконапірні пропелерні осьові насоси, що мають більшу продуктивність при малій потужності.

Для виробництва великого кристалічного продукту в даних кристалізаторах іноді здійснюють штучне згущення суспензії та видалення найбільш дрібних кристалів шляхом відведення частини маточного розчину через спеціальний освітлювач.

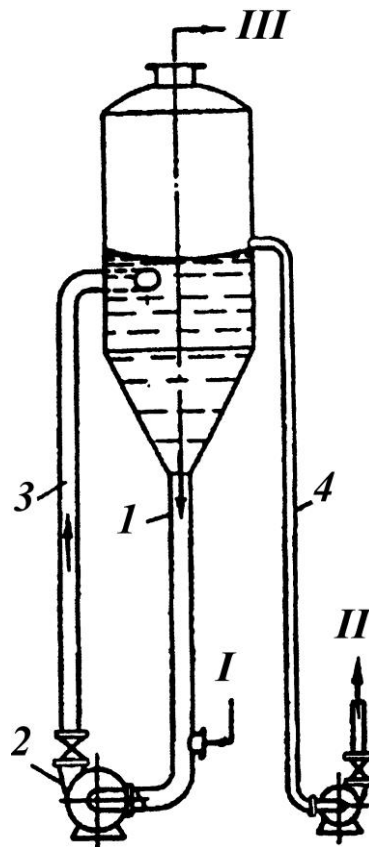


Рисунок 5.21 – Схема вакуум-кристалізатора із циркуляційним насосом:

*I* – розчин; *II* – суспензія; *III* – сокова пара

Конструкція *вакуум-кристалізатора з природною циркуляцією* розчину (рис. 5.22) складається з корпусу 4, циркуляційної труби 5, сепаратора 1 і гідравлічного затвора 8 з мішалкою. Зверху над центральною трубою розміщено відбійник 3 для гасіння кінетичної енергії парорідинної суміші та зменшення тим самим краплевіднесення до конденсатора. Апарат промивається засобами зрошувального пристрою 2. Живильний розчин по штуцеру 6 подається до центральної труби 5. Піднімаючись унаслідок зниження тиску, він скипає у її верхній частині. Через те що в трубі утворюється парорідинна емульсія, густина якої менша, ніж густина суспензії в кільцевому просторі між центральною трубою та корпусом 4, у кристалізаторі виникає природна циркуляція розчину, що спрямовує його рух нагору по центральній трубі та вниз по кільцевому перерізу. Кристали, що утворилися, по барометричній трубці 7 відводяться до гідрозатвора 8, а потім надходять на центрифугування.

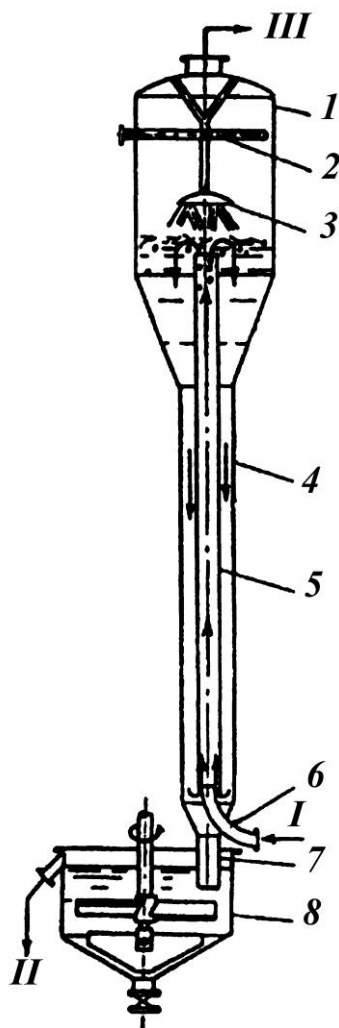


Рисунок 5.22 – Схема вакуум-кристалізатора з природною циркуляцією розчину: *I* – розчин; *II* – суспензія; *III* – сокова пара

Для апаратів із природною циркуляцією ступінь змішування дорівнює 10–12, а температура розчину після змішування на 5–6 °С вища за його температуру кипіння в сепараторі. Середній розмір кристалів, які виготовляють на такому обладнанні, становить 0,30–0,35 мм. Найбільша швидкість циркуляції в центральній трубі (0,3–0,4 м/с) досягається за умови, якщо її верхній кінець розміщено на 100–150 мм нижче від рівня розчину, що кипить у сепараторі.

Порівняно з описаними вище циркуляційними кристалізаторами апарат із центральною трубою відрізняється простотою конструкції, через те що для створення циркуляції не потрібно застосовувати пропелерну мішалку або насос.

#### 5.5.4. Багатокорпусні вакуум-кристалізатори

Багатокорпусні вакуум-кристалізатори, в яких процес охолодження розчину розбивається на ряд ступенів, набули поширення у великотоннажних виробництвах. На рисунку 5.23 наведено схему чотирьохкорпусної вакуум-кристалізаційної установки. У кожному з корпусів цього апарата підтримується різний вакуум, значення якого поступово зростає.

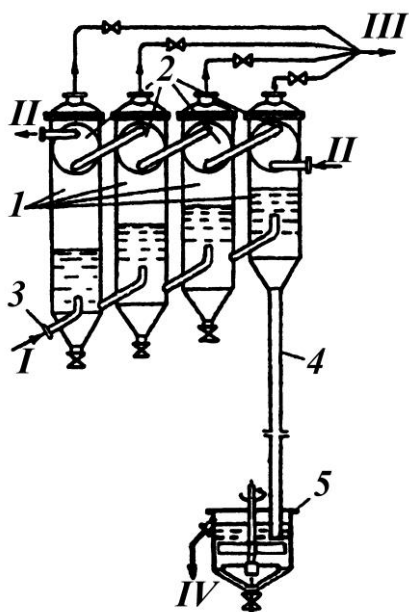


Рисунок 5.23 – Схема багатокорпусної вакуум-кристалізаційної установки:

*I* – розчин; *II* – вода; *III* – сокова пара; *IV* – суспензія

У верхній частині кожного корпусу *I* встановлено трубчасті поверхові конденсатори *2*, з'єднані послідовно. Гарячий розчин через штуцер *3* надходить до першого корпусу, де скипає, та за рахунок самовипарювання охолоджується до температури, значення якої відповідає залишковому тиску в даному корпусі. Частково охолоджений розчин разом із випадними кристалами самопливом переходить до другого корпусу та охолоджується аналогічним чином. Разом з утворенням нових зародків у другому корпусі відбувається ріст тих кристалів, що надійшли з попереднього. Далі маточний розчин із кристалами в такий самий спосіб рухається наступними корпусами, а з останнього по барометричній трубці *4* відводиться до гідралічного затвора *5* й далі – на центрифугування.

Через те що зі зростанням значення вакууму збільшується барометрична

висота, рівень розчину в корпусах підвищується від першого апарата до останнього і за великої різниці тисків між корпусами їх доводиться монтувати східчасто. Кількість ступенів у таких багатокорпусних установках може становити 12–14 і в складних випадках – 24. Однак найбільшого поширення у практичних умовах набули три- та чотирикорпусні установки.

Багатокорпусні вакуум-кристалізатори дозволяють істотно знизити витрати охолоджувальної води. Якщо сокову пару спрямувати до поверхового конденсатора замість охолоджувальної води, то теплоту їх конденсації можна використовувати для нагрівання вихідного розчину.

Багатокорпусні установки менш енергетично витратні ще й за способом створення та підтримання вакууму, тому що основна маса розчинника випаровується за порівняно невеликого залишкового тиску (у перших ступенях), а максимальний вакуум потрібно підтримувати лише в останньому.

У таких установках уповільнюється охолодження розчину, що дозволяє виготовляти більші кристали.

Для зменшення габаритів установки часто в одному корпусі розміщують три – чотири ступені. При цьому кристалізатор, як правило, виконують у вигляді горизонтально розміщеного циліндричного корпусу 7, який по всій довжині має лопатеву мішалку 3. Корпус розділяють на окремі камери перегородками 5 з отвором у нижній частині, призначеній для перетікання суспензії з однієї камери до іншої (рис. 5.24). У кожній камері підтримується своє технологічно обґрунтоване значення вакууму, що поступово підвищується з кожним наступним ступенем. Гарячий розчин безупинно надходить до першого ступеня через штуцер 4, маточний розчин із кристалами відводиться з останньої камери через штуцер 2. Для змивання інкрустацій із внутрішніх поверхонь апарата кожний щабель має спеціальний розприскувальний пристрій 6, через який стінки зрошуються водою.

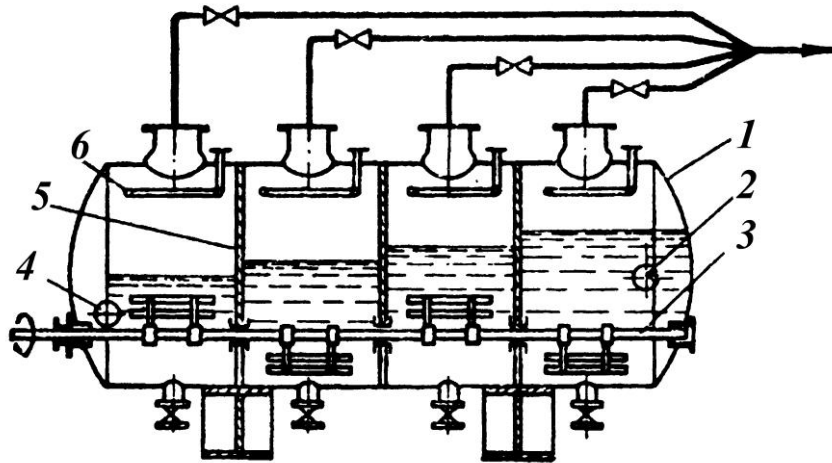


Рисунок 5.24 – Схема горизонтального багатоступінчастого вакуум-кристалізатора: 1 – корпус; 2 – штуцер виходу суспензії; 3 – лопатева мішалка; 4 – штуцер підведення розчину; 5 – перегородка; 6 – зрошувальний пристрій

Важлива складова конструктивного оформлення технологічних процесів, що спостерігаються у вакуум-кристалізаторах, – це апаратура для створення та підтримання на заданому рівні вакууму. Як вакуум-насоси для кристалізаційних установок зазвичай застосовують ежекторні пароструминні насоси – компактні, прості за конструкцією та надійні в експлуатації. Крім того, під час монтажу вони не потребують спеціального фундаменту. Значною перевагою таких насосів є відсутність рухомих частин, завдяки чому вони можуть виготовлятися з різних корозійностійких матеріалів та застосовуватися для видалення агресивних парогазових сумішей. Істотним недоліком таких насосів є порівняно низький ККД (нижчий, ніж у механічних вакуум-насосах).

Для зменшення витрати пари часто застосовують багатоступінчасті пароструминні насоси (пароежекторні блоки). У такому разі повітря та інші домішки газів, що не конденсуються, під час потрапляння до пари з розчину або під час підсмоктування через нещільності апаратури відкачуються з основного конденсатора ежектором першого ступеня. Потім пароповітряна суміш надходить до проміжного конденсатора (зазвичай конденсатор змішування), в якому конденсується основна маса пари, а пара, що залишилася, разом із домішками



стискається ежектором другого ступеня та надходить до другого проміжного конденсатора змішання і далі за аналогією.

Залежно від необхідного значення вакууму, параметрів охолоджувальної води та пари для вакуум-кристалізаційних установок, як правило, застосовують дво-, три- або чотириступеневі пароежекторні блоки. За температури охолоджувальної води 15–20 °С та тиску пари 0,6–0,9 МПа такі блоки дозволяють створити в системі вакуум, що відповідає залишковому тиску 5,3–3,3 кПа й температурі кипіння води 34–26 °С. За необхідності цю температуру можна знизити шляхом створення більш глибокого вакууму.

Для конденсації сокової пари можуть застосовуватися або поверхневі конденсатори, або конденсатори змішування.

## 5.6. Методика розрахунків

### 5.6.1. Визначення основних параметрів обладнання для тверднення розплавів

Продуктивність установки для тверднення розплаву у формах

$$G = \frac{mV_{\phi}\rho_K}{\tau_{\text{ц}}}, \quad (5.1)$$

де  $V_{\phi}$  – об'єм форми;  $m$  – кількість форм;  $\rho_K$  – густина твердого продукту;  $\tau_{\text{ц}}$  – тривалість циклу охолодження розплаву у формі.

Тривалість циклу можна виразити сумою

$$\tau_{\text{ц}} = \tau_3 + \tau_K + \tau_O + \tau_B, \quad (5.2)$$

де  $\tau_{\text{ц}}$  – час заливання форми;  $\tau_K$  – час повної кристалізації розплаву;  $\tau_O$  – час охолодження затверділого продукту до заданої температури;  $\tau_B$  – час вилучення вилівка та підготовки форми до нової операції.

Розрахунки стадії кристалізації, як правило, проводять із застосуванням теоретичних залежностей, які одержують при розгляді процесу кристалізації розплавів на охолоджувальних поверхнях плоскої, циліндричної або сферичної форм. Для розрахунків стадії доохолодження застосовують рівняння нестационар-

нарної теплопровідності. Ці питання у своїх працях висвітлювали дослідники Н. І. Гельперін та Г. О. Носов.

Рівняння (5.1) можна також використовувати для розрахунків продуктивності трубчастих кристалізаторів. При цьому величина  $m$  дорівнює кількості труб кристалізатора.

Продуктивність стрічкових кристалізаторів при подачі розплаву на стрічку у вигляді суцільного шару

$$G = s\rho_K w\delta, \quad (5.3)$$

де  $s$  – ширина стрічки;  $w$  – швидкість руху стрічки;  $\rho_K$  та  $\delta$  – відповідно густина та товщина затверділого шару.

Час охолодження розплаву на стрічці довжиною  $l$

$$\tau = \frac{l}{w}, \quad (5.4)$$

тоді

$$G = \frac{s\rho_K w\delta l}{\tau}. \quad (5.5)$$

Величини  $\delta$  та  $\tau$  – взаємозалежні. Час охолодження повинен бути таким, щоб шар розплаву на стрічці встиг повністю перейти в кристалічний стан.

Під час тверднення розплаву в барабанних кристалізаторах із нижнім живленням товщина шару  $\delta_\Sigma$ , яку знімає ніж, складається із двох величин: товщини шару  $\delta$ , що утворилась у вигляді кристалічної фази на зануреній частині барабана, й товщини шару рідини  $\delta_p$ , що також підхоплюється обертовим барабаном:

$$\delta_\Sigma = \delta + \delta_p. \quad (5.6)$$

Продуктивність кристалізатора

$$G = s\rho_K w\delta_\Sigma, \quad (5.7)$$

де  $s$  – ширина барабана;  $w$  – колова швидкість барабана;  $\rho_K$  – густина затверділого шару.

Оскільки

$$w = 120\pi R n_B, \quad (5.8)$$

то продуктивність барабанного кристалізатора за одну годину експлуатації

$$G = 120\pi R n_B s \rho_K \delta_\Sigma, \quad (5.9)$$

де  $R$  – радіус барабана;  $n_B$  – частота обертання барабана.

*5.6.2. Визначення основних параметрів кристалізаторів із відведенням теплоти через поверхні охолодження*

Під час проведення процесу фракційної кристалізації вихід кристалічної фази  $K$  та маточника  $M$ , а також кількість теплоти, що відводиться,  $Q$  можна визначити зі спільного розгляду рівнянь матеріального і теплового балансів. На рисунку 5.25 зображено діаграму рівноваги фаз процесу фракційної кристалізації бінарної суміші (розчину)  $F$ . Розчинена речовина – це компонент  $A$ , а розчинник – компонент  $B$ .

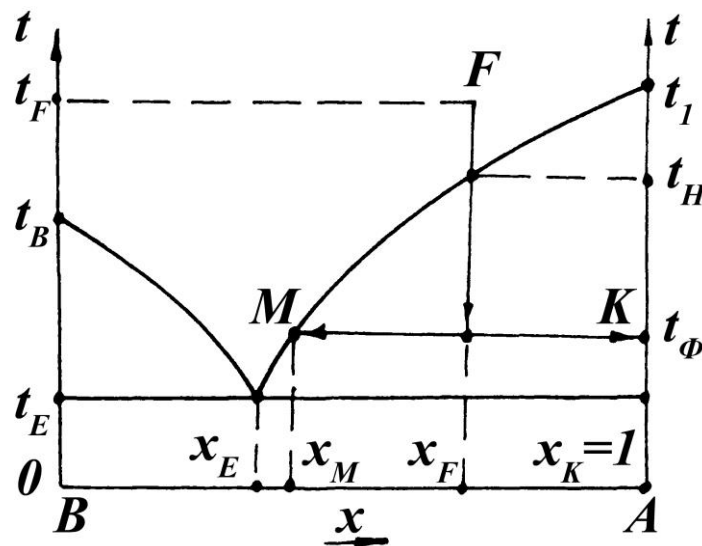


Рисунок 5.25 – Діаграма рівноваги фаз процесу кристалізації бінарної суміші шляхом її охолодження

Вихідний розчин  $F$  перебуває в перегрітому (насиченому) стані. При цьому його вихідна температура  $t_F$  вища за температуру насичення  $t_H$ . Оскільки концентрація вихідного розчину (вміст компонента  $A$  в розчині)  $x_F$  вища за евтектичну  $x_E$  (температура плавлення суміші з урівноваженим вмістом кристалічної та рідинної фаз), процес кристалізації відбувається в кристалізаційно-

му полі компонента  $A$ .

Розглянутий процес складається із двох стадій: простого охолодження розчину та кристалізації. На стадії простого охолодження вихідний розчин  $F$  охолоджується від температури  $t_F$  до кінцевої температури фракціонування  $t_\phi$ . За температури  $t_H$  розчин досягає насиченого стану. Далі за зниження температури в системі починається стадія кристалізації. При цьому в міру зниження температури в системі відбувається зростання виходу кристалічної фази  $K$ , і відповідно зменшується кількість маточника  $M$ . Також відбувається зменшення вмісту розчиненої речовини в маточнику  $x_M$ . Оскільки в системі, яку розглядаємо, не відбувається утворення кристалогідратів, під час кристалізації спостерігається виділення кристалів чистого компонента  $A$ . При цьому їх концентрація  $x_K = 1$ .

Матеріальний баланс такого процесу кристалізації можна описати такими рівняннями:

$$F = K + M, \quad (5.10)$$

$$Fx_F = Kx_K + Mx_M. \quad (5.11)$$

При спільному розв'язуванні рівнянь (5.10) та (5.11) маємо такі залежності для розрахунків виходу кристалів:

$$K = F \frac{x_F - x_M}{x_K - x_M}. \quad (5.12)$$

Значення концентрацій  $x_K$  та  $x_M$  можна визначити за діаграмою рівноваги фаз розглянутої бінарної суміші за кінцевої температури кристалізації  $t_\phi$ .

У разі утворення кристалогідратів концентрація кристалічної фази

$$x_K = \frac{M_B}{M_\Gamma}, \quad (5.13)$$

де  $M_B$  і  $M_\Gamma$  – молекулярна маса безводної солі та кристалогідрату відповідно.

Під час проведення періодичної кристалізації кількість теплоти, що відводиться на стадії простого охолодження  $Q_1$ , можна визначити з рівняння теп-

лового балансу цієї стадії:

$$Q_1 = Fc_F(t_F - t_H), \quad (5.14)$$

де  $c_F$  – питома теплоємність вихідного розчину.

Тривалість стадії простого охолодження  $\tau_1$  можна розрахувати як

$$\tau_1 = \frac{Fc_F}{k_1 f} \ln \left( \frac{t_F - \theta}{t_H - \theta} \right), \quad (5.15)$$

де  $k_1$  – коефіцієнт теплопередачі від розчину до холодоагенту;  $\theta$  – середня температура холодоагенту;  $f$  – площа поверхні теплообміну кристалізатора.

Кількість теплоти, що відводиться на стадії кристалізації  $Q_2$ , можна визначити з рівняння теплового балансу цієї стадії:

$$Q_2 = Fc_F t_H + K(r_{KP} - c_K t_\Phi) - c_M t_\Phi, \quad (5.16)$$

де  $c_K$  та  $c_M$  – теплоємність кристалів і маточника відповідно;  $r_{KP}$  – теплота кристалізації розчиненої речовини.

Методики розрахунків тривалості стадій кристалізації  $\tau_2$  та площі поверхні теплообміну  $f$  кристалізаторів періодичної дії відрізняються складністю і наводяться в спеціальній літературі.

При безперервній кристалізації кількість теплоти, що відводиться, можна визначити за балансовим рівнянням

$$Q = Fc_F t_F + K(r_{KP} - c_K t_\Phi) - c_M t_\Phi. \quad (5.17)$$

Площа поверхні теплообміну

$$f = \frac{Q}{k \Delta t}, \quad (5.18)$$

де  $k$  – коефіцієнт тепловіддачі від розчину, що кристалізується, до холодоагенту;  $\Delta t$  – середня різниця температури між холодоагентом та розчином, що кристалізується.

Коефіцієнт  $k$  залежить від цілого ряду чинників: теплофізичних властивостей холодоагенту, вихідного розчину, вмісту кристалічної фази в одержуваній суспензії конструкції кристалізатора, витрат потоків, швидкостей їх руху

та ін. Найчастіше, величину  $k$  установлюють за результатами експериментів.

У разі застосування холодоагентів, що випаровуються,

$$\Delta t = t_{\phi} - \theta, \quad (5.19)$$

де  $\theta$  – температура випаровування холодоагенту.

При впровадженні у виробництво звичайних холодоагентів величина

$$\Delta t = \frac{\theta_2 - \theta_1}{\ln\left(\frac{t_{\phi} - \theta_1}{t_{\phi} - \theta_2}\right)}, \quad (5.20)$$

де  $\theta_1$  та  $\theta_2$  – температури холодоагенту відповідно на вході до охолоджувальної сорочки апарата та на виході з неї.

### 5.6.3. Визначення основних параметрів випарних кристалізаторів

Під час проведення випарної кристалізації, як і у випадках звичайної кристалізації, вихід кристалічного продукту  $K$  та маточника  $M$  можна визначити з рівнянь матеріального й теплового балансів процесу.

Матеріальний баланс випарної кристалізації описується рівняннями:

$$F = K + M + W, \quad (5.21)$$

$$Fx_F = Kx_K + Mx_M + Wx_W, \quad (5.22)$$

де  $F$  та  $x_F$  – відповідно маса (потік) вихідного розчину та вміст (концентрація) у ньому розчиненої речовини;  $W$  та  $x_W$  – відповідно маса вторинної пари, що відводиться, та вміст у ній розчиненої речовини;  $x_K$  та  $x_M$  – концентрація розчиненої речовини у кристалічній фазі та маточнику відповідно.

Якщо прийняти, що леткість розчиненої речовини мала та разом із потоком вторинної пари не відносяться краплі маточника, то можна записати, що

$$x_W = 0. \quad (5.22)$$

Тоді при спільному розв'язуванні рівнянь (5.21)–(5.22) маємо таку залежність для визначення виходу кристалічного продукту:

$$K = \frac{F(x_F - x_M) + Wx_M}{x_K - x_M}. \quad (5.23)$$

Якщо при розгляді процесу випарної кристалізації, прийняти певне співвідношення між вмістом кристалічної фази та маточника в одержуваній суспензії,

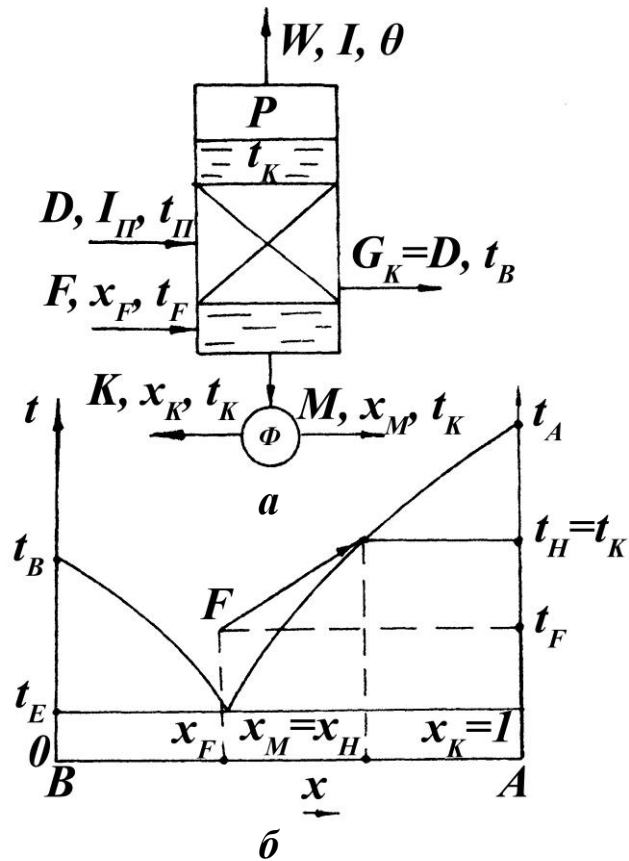


Рисунок 5.26 – Схема випарної кристалізації та діаграма рівноваги фаз:

*a* – розрахункова схема; *б* – діаграма рівноваги

$$b = \frac{K}{M}, \quad (5.24)$$

то при розв'язуванні системи рівнянь (5.21)–(5.22) одержуємо більш зручну розрахункову залежність для визначення виходу кристалів:

$$K = F \frac{bx_F}{bx_K + x_M}. \quad (5.25)$$

При цьому вихід вторинної пари

$$W = F \left[ 1 - \frac{(b+1)x_F}{bx_K + x_M} \right]. \quad (5.26)$$

У разі кристалізації безводних солей можна взяти  $x_K = 1$ . Під час утворення кристалогідратів значення  $x_K$  можна визначити за рівнянням (5.13):

$$x_K = \frac{M_B}{M_\Gamma}.$$

Якщо під час кристалізації досягається рівновага фаз, то концентрацію одержаного маточника  $x_M$  прирівнюють до концентрації насиченого розчину  $x_H$  за його температури кипіння  $t_K$  (рис. 5.26). У свою чергу, температура кипіння розчину залежить від тиску  $P$  в апараті та температурної депресії розчину  $\delta_T$ . При цьому температура

$$t_K = t_B + \delta_T, \quad (5.27)$$

де  $t_B$  – температура насиченої пари розчинника (води) за заданого тиску в апараті.

Витрату теплоти на проведення випарної кристалізації  $Q_H$  визначають із теплового балансу процесу:

$$Q_H = D(I_{II} - c_B t_{II}) = WI - K(r_{KP} - c_K t_K) - Fc_F t_F + Mc_M t_K, \quad (5.28)$$

де  $D$  – витрата нагрівальної пари на процес кристалізації;  $c_B$  – теплоємність конденсату (води);  $I_{II}$  та  $I$  – ентальпії відповідно нагрівальної та вторинної пари;  $t_{II}$  – температура насичення нагрівальної пари.

Із рівняння (5.28) можна визначити витрату нагрівальної пари:

$$D = \frac{Q_H}{I_{II} - c_B t_{II}} = \frac{WI - K(r_{KP} - c_K t_K) - Fc_F t_F + Mc_M t_K}{I_{II} - c_B t_{II}}. \quad (5.29)$$

Площа поверхні теплообміну нагрівальної камери кристалізатора

$$f_K = \frac{Q_H}{k(t_{II} - t_K)}, \quad (5.30)$$

де  $k$  – коефіцієнт теплопередачі від пари, що конденсується, до розчину.

#### 5.6.4. Визначення основних параметрів вакуум-кристалізаторів

Матеріальний баланс вакуумної кристалізації такий самий, як і при випарній кристалізації. Він описується рівняннями (5.21)–(5.23):

$$F = K + M + W,$$

$$Fx_F = Kx_K + Mx_M + Wx_W,$$

$$x_W = 0.$$



$$K = \frac{F(x_F - x_M) + Wx_M}{x_K - x_M}.$$

Водночас, як і у випадку випарної кристалізації, концентрація одержуваного маточника  $x_M$  залежить від температури кипіння розчину в сепараторі  $t_K$ . У свою чергу, температура  $t_K$  залежить від залишкового тиску в сепараторі й температурної депресії розчину.

Рівняння теплового балансу в цьому разі має вигляд

$$Fc_F t_F + Kr_{KP} = Kc_K t_K + Mc_M t_K + WI. \quad (5.31)$$

При спільному розв'язуванні рівнянь (5.21)–(5.23) та (5.31) маємо таку залежність для визначення виходу кристалічної фази в процесі вакуумної кристалізації:

$$K = \frac{(x_F - x_M)I + x_F c_M t_K - x_M c_F t_F}{(r_{KP} - c_K t_K)x_M + x_K c_M t_K - I(x_K - x_M)}. \quad (5.32)$$

### Питання для самоконтролю

1. Призначення, галузі застосування та фізико-хімічні основи процесу кристалізації.
2. Методи кристалізації. Механізм утворення та росту кристалів.
3. Класифікація методів та обладнання для проведення кристалізації.
4. Конструкція, принцип дії, переваги та недоліки кристалізаторів для тверднення розплавів.
5. Конструкція, принцип дії, переваги та галузі застосування ємнісних кристалізаторів.
6. Конструкція, принцип дії, галузі застосування циркуляційних кристалізаторів.
7. Випарний кристалізатор із природною циркуляцією маточного розчину. Конструкція, принцип дії, переваги та недоліки, галузі застосування.
8. Випарний кристалізатор із примусовою циркуляцією маточного розчину. Конструкція, принцип дії, переваги та недоліки, галузі застосування.

9. Вакуум-кристалізатор безперервної дії з гідравлічним затвором. Конструкція, принцип дії, переваги та недоліки, галузі застосування.

10. Вакуум-кристалізатор зі зваженим шаром. Конструкція, принцип дії, галузі застосування.

11. Циркуляційні вакуум-кристалізатори. Конструкція, принцип дії, галузі застосування.

12. Багатокорпусні вакуум-кристалізатори. Конструкція, принцип дії, галузі застосування

### **Список додаткової літератури для вивчення розділу 5**

1. Бэмфорт А. В. Промышленная кристаллизация / А. В. Бэмфорт . – Москва : Химия, 1969.

2. Веригин Д. Н. Кристаллизация в дисперсных системах. Инженерные методы расчета / Д. Н. Веригин, И. А. Щупляк, М. Ф. Михалев. – Ленинград : Химия, 1986.

3. Гельперин Н. И. Основы техники фракционной кристаллизации / Н. И. Гельперин, Г. А. Носов. – Москва : Химия, 1986.

4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин – 9-е изд. – Москва : Химия, 1973.

5. Кафаров В. В. Системный анализ процессов химической технологии. Кн. 4. Процессы массовой кристаллизации из растворов и газовой среды / В. В. Кафаров, И. Н. Дорохов, Э. М. Кольцова. – Москва : Наука, 1983.

6. Лебеденко Ю. П. Кристаллизация из растворов в химической промышленности / Ю. П. Лебеденко. – Ленинград : Химия, 1973.

7. Лурье Ю. Ю. Справочник по аналитической химии / Ю. Ю. Лурье. – Москва : Химия, 1979.

8. Матусевич Л. Н. Кристаллизация из растворов в химической промышленности / Л. Н. Матусевич. – Москва : Химия, 1968.

9. Пономаренко В. Г. Кристаллизация в псевдооживленном слое / В. Г. Пономаренко, К. П. Ткаченко, Ю. А. Курлянд. – Киев : Техника, 1972.

## РОЗДІЛ 6

### ХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ

Хімічні процеси, що відбуваються зі зміною фізичних властивостей і хімічного складу вихідних речовин, характеризуються перетворенням одних речовин на інші, зміною їх поверхневих і міжфазових властивостей. До цих процесів можна віднести процеси каталізу, нейтралізації, окиснення й відновлення, високотемпературні хімічні процеси, що широко використовуються в процесах очищення газів відхідних і стічних вод, утилізації твердих відходів. Рушійною силою хімічних процесів є різниця хімічних (термодинамічних) потенціалів.

#### 6.1. Кінетика хімічних процесів

Найважливішою кількісною характеристикою перебігу хімічної реакції в часі є швидкість реакції.

Під швидкістю хімічної реакції розуміють зміну концентрацій реагуючих речовин за одиницю часу в одиниці об'єму, а для реакцій за сталого об'єму – зміну концентрацій реагуючих речовин за одиницю часу:

$$w = \frac{dC}{d\tau}.$$

Якщо швидкість процесу визначається швидкістю масообміну, то процес відбувається в дифузійній області; якщо швидкість процесу визначається лише швидкістю хімічних перетворень, то він відбувається в кінетичній області; якщо швидкості хімічних реакцій і масообмінних процесів близькі, то процес відбувається в проміжній області.

Для переважної більшості хімічних процесів швидкість реакції може бути подана у вигляді добутку концентрації реагентів у відповідних ступенях, які називаються порядком реакції щодо відповідної речовини.

За ступенем однорідності середовища, в якому здійснюються хімічні процеси, розрізняють реакції в гомогенних і гетерогенних системах. **Гомогенна система** – це система, термодинамічні властивості якої в усіх точках однакові.

**Гетерогенна система** складається з ряду гомогенних систем, які в цьому разі називаються фазами й відділені одна від одної поверхнями поділу фаз. **Гетерогенними** називаються **реакції**, що відбуваються на поверхні поділу фаз або в об'ємі однієї фази гетерогенної системи. І в першому, і в другому випадках для здійснення реакції необхідне безперервне підведення реагуючих речовин до поверхні поділу фаз, що здійснюється дифузією. У реакціях може брати участь лише одна газоподібна фаза, тому що між різними газами немає поверхні поділу. Кількість рідких і твердих фаз у гетерогенних реакціях не обмежена. Межі поділу газоподібних (*G*), рідких (*P*) і твердих (*T*) фаз можуть бути такими: *G – P*, *G – T*, *P – P*, *P – T*, *T – T*.

**Простими** називають **реакції**, в яких взаємодія вихідних частинок здійснюється за одну стадію за їх безпосереднього контакту. При цьому реакція, не обмежена в часі, закінчується повною витратою принаймні однієї з вихідних речовин. Таким чином, до простих реакцій відносять незворотні реакції типу  $A + B = C + D$ , що відбуваються в одному напрямку до кінця (під час видалення газоподібних продуктів реакції, під час випадання кінцевих продуктів у вигляді осаду, при утворенні малодисоційованих сполук, наприклад реакції типу  $\text{HCl} + \text{NaOH} = \text{NaCl} + \text{H}_2\text{O}$ ). Швидкість взаємодії в простих реакціях за сталої температури прямо пропорційна добутку концентрацій реагуючих речовин у ступені, що дорівнює стехіометричному коефіцієнту цих речовин у рівнянні реакції.

Відповідно до визначення швидкості  $w$  реакції речовин  $A$  і  $B$   $2A + B = A_2B$  за їх концентрацій  $C$  становитиме

$$w = kC_A^2C_B. \quad (6.1)$$

Коефіцієнт пропорційності  $k$  за сталої температури є величиною сталою і називається **константою швидкості реакції**. Вона чисельно дорівнює швидкості реакції за концентрації кожної з вихідних речовин, що дорівнює одиниці.

Як правило, дані про константи швидкості елементарних реакцій одержують з експерименту. Разом із значеннями енергії активації тієї самої реакції це дозволяє обчислити константу швидкості реакції за будь-якої іншої темпера-

тури в межах деякого діапазону. Для груп однотипних реакцій у ряді випадків вдається знайти співвідношення між константами швидкості й деякими досить легко обумовленими кількісними характеристиками реагуючих частинок. Такі кореляційні співвідношення дозволяють здійснювати розрахунок констант швидкості без кінетичних вимірювань. Однак в усіх випадках мова йде про обчислення деякої константи швидкості відносно іншої, знайденої з експерименту, константи швидкості за іншої температури або для іншої однотипної реакції.

Сума показників ступенів за концентрацій у рівнянні (6.1) називається порядком реакції. У простих реакціях він збігається з поняттям їх молекулярності. *Молекулярність* реакції визначається кількістю молекул, що одночасно взаємодіють між собою в елементарних актах хімічних перетворень. Розрізняють одно-, дво- і тримолекулярні реакції. Реакції більш високого порядку практично неможливі.

Правило, виражене рівнянням (6.1), уперше було сформульоване Гульдбергом та Вааге (1867) і дістало назву кінетичного рівняння реакції. Його також називають законом діючих мас, як і закон, що виражає константу рівноваги реакції, оскільки вони тісно пов'язані між собою.

Закон діючих мас у записі рівняння (6.1) є строгим лише для простих газових реакцій (у межах застосування законів ідеальних газів) і для реакцій у нескінченно розведених розчинах.

У тих випадках, коли сума стехіометричних коефіцієнтів у рівнянні хімічної гомогенної реакції більша трьох, хімічний процес не належить до типу простої реакції. Він здійснюється більш складним шляхом: через дві чи більше стадій послідовних або паралельних реакцій, у кожній з яких взаємодія здійснюється при контакті двох або (рідко) трьох молекул. Таким чином, будь-яку складну реакцію можна розглядати як певну сукупність простих реакцій. До кожної з простих реакцій може застосовуватися рівняння (6.1), але загальна швидкість складної хімічної реакції йому не підлягає.

У загальному випадку швидкість складних хімічних реакцій речовин  $A$  і  $B$

дорівнює

$$w = k a_A^n a_B^m, \quad (6.2)$$

де  $a$  – термодинамічна активність речовин;  $n$ ,  $m$  – порядок реакції щодо реагуючої речовини.

**Термодинамічна активність** – це такі числові значення, підстановка яких у закон діючих мас замість концентрацій реагуючих речовин дозволяє використовувати цей закон для розрахунків швидкостей і констант рівноваги хімічних реакцій, коли поведінка речовин у них відрізняється від поведінки ідеальних газів і нескінченно розведених розчинів.

Термодинамічна активність довільної речовини  $A$  дорівнює

$$a_A = \gamma_A C_A, \quad (6.3)$$

де  $\gamma_A$  – коефіцієнт активності;  $C_A$  – концентрація речовини  $A$ .

Коефіцієнт активності враховує ступінь відхилення поведінки реальної речовини від ідеальної.

Поняття активності й коефіцієнта активності щодо різних агрегатних станів речовини мають деякі особливості. Так, активність газів називається **фугітивністю**  $f$ , а коефіцієнт активності – **коефіцієнтом фугітивності**. У разі ідеальних газів активність кожного з них однакова з їх тисками в суміші (з парціальними тисками). Коефіцієнти активності ідеальних газів дорівнюють одиниці. В ідеальних розчинах активності речовин однакові з їх мольною концентрацією, а коефіцієнти їх активності дорівнюють одиниці. У реальних рідких системах це досить чітко виконується для випадку нескінченно розведених розчинів. У чистих конденсованих системах (тверда або рідка фаза зі 100 % концентрацією одного компонента) активність речовини також дорівнює одиниці.

Порядок реакції щодо реагуючої речовини в загальному випадку може не збігатися з його стехіометричним коефіцієнтом у рівнянні реакції. У реальних хімічних процесах порядок реакції дорівнює сумі показників ступенів рівняння, що виражає залежність швидкості реакції від концентрації реагуючих речовин. Відомі реакції нульового, першого, другого і третього порядків. Однак частіше їх порядок виражається дробовим числом. Як правило, порядок реакції щодо речовини нижчий, ніж стехіометричний коефіцієнт цієї речовини, і завжди визначається експериментально.

Зворотні реакції є одним із типів складних реакцій, в яких швидкості прямого і зворотного процесів близькі. Швидкість зворотної реакції дорівнює різниці швидкостей прямої і зворотної реакцій. Очевидно, що згодом – у міру зменшення концентрацій вихідних речовин  $A$  і  $B$  – швидкість їх взаємодії знижуватиметься. Одночасно зростуть концентрації продуктів  $C$  і  $D$  реакції, і швидкість їх взаємодії почне збільшуватися. Настане момент, коли швидкості прямої і зворотної реакцій зрівняються, тобто буде досягнута їх рівновага. Для загального випадку складних реакцій типу  $n' \cdot A + m' \cdot B = p' \cdot C + q' \cdot D$  одержимо

$$V_1 = k_1 a_A^n a_B^m = V_2 = k_2 a_C^p a_D^q.$$

Тоді

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{k_2}{k_1} = \frac{a_C^p a_D^q}{a_A^n a_B^m} = k, \quad (6.4)$$

де  $k$  – константа рівноваги даної реакції, що дорівнює відношенню констант швидкостей прямої і зворотної реакцій;  $m$ ,  $n$ ,  $p$ ,  $q$  – порядок реакції щодо речовини.

Якщо компоненти реакції – ідеальні гази, застосовується рівняння

$$\frac{p_C^c p_D^d}{p_A^a p_B^b} = k_p, \quad (6.5)$$

де  $a$ ,  $b$ ,  $c$ ,  $d$  – стехіометричні коефіцієнти речовин;  $p$  – парціальні тиски компонентів.

Константа рівноваги може бути виражена і через концентрації компонентів:

$$\frac{[C]^c [D]^d}{[A]^a [B]^b} = k_C. \quad (6.6)$$

Константи рівноваги, виражені через парціальні тиски, концентрації, а також через мольні частки ( $k_N$ ), пов'язані так:

$$k_p = k_C (RT)^{\Delta n} = k_N P^{\Delta n}, \quad (6.7)$$

де  $\Delta n$  – зміна кількості молей газоподібних компонентів реакції;  $P$  – загальний тиск у системі.

Якщо реакція відбувається без зміни кількості молей газоподібних речовин, тобто за  $\Delta n = 0$ , то  $k_p = k_C = k_N$ .

Числове значення константи рівноваги залежить від того, в якому напрямку записане стехіометричне рівняння реакції. Якщо для рівняння  $aA + bB = cC + dD$  константа рівноваги дорівнюватиме  $k_p$ , то для рівняння, записаного у вигляді  $cC + dD = aA + bB$ , константа рівноваги дорівнюватиме  $k'_p = \frac{1}{k_p}$ .

Оскільки константа рівноваги є відношенням констант швидкостей прямої і зворотної реакцій, величин сталих за даної температури, то й вона за цієї температури є величиною сталою. Отже, зміна активності й пов'язаних із нею концентрацій однієї або кількох речовин, що брали участь у реакції, змінює рівноважні концентрації інших взаємодіючих речовин. Перехід реакційної системи від одних до інших рівноважних концентрацій називається **зміщенням хімічної рівноваги**. Якщо при цьому збільшується концентрація кінцевих речовин, то говорять про зміщення рівноваги вправо. За умови зростання концентрацій вихідних речовин рівновага зміщується вліво.

Зміщення рівноваги і зміна швидкості реакції за зміни температури підлягає принципу Ле Шательє. Відповідно до нього, якщо на систему, що перебуває в рівновазі, здійснюється якийсь вплив ззовні (змінюються концентрація, температура, тиск), то він сприяє перебігу тієї з двох протилежних реакцій, що по-



слаблює цей вплив. Знання констант хімічної рівноваги дозволяє обчислити рівноважний, тобто максимальний, вихід кінцевих технологічних продуктів залежно від зовнішніх умов (концентрацій реагуючих речовин, тиску і температури).

Залежність швидкості реакції від температури визначається рівнянням ізобари Вант-Гоффа:

$$\frac{d \ln k_p}{dT} = \frac{\Delta I}{RT^2}, \quad (6.8)$$

де  $\Delta I$  – зміна ентальпії, або тепловий ефект реакції, за сталого тиску.

Проінтегрувавши це рівняння в невеликому інтервалі температур, одержують рівняння

$$\ln \frac{k_{pT_2}}{k_{pT_1}} = \frac{\Delta I}{R} \frac{T_2 - T_1}{T_2 T_1}. \quad (6.9)$$

Аналогічно одержують рівняння ізохори Вант-Гоффа:

$$\ln \frac{k_{CT_2}}{k_{CT_1}} = \frac{\Delta U}{R} \frac{T_2 - T_1}{T_2 T_1}, \quad (6.10)$$

де  $\Delta U$  – зміна внутрішньої енергії системи, або тепловий ефект реакції за сталого об'єму.

Правило Вант-Гоффа застосовують лише для орієнтовного оцінювання впливу температури на швидкість реакції. Температура впливає на швидкість реакції через зміну її константи швидкості  $k$ . Залежність останньої від температури виражається рівнянням Арреніуса:

$$k = A \exp\left(-\frac{E}{RT}\right), \quad (6.11)$$

де  $A$  – передекспоненціальний множник;  $E$  – енергія активації реакції, кДж/моль;  $R$  – універсальна газова стала.

Із рівняння (6.11) одержимо

$$\ln \frac{k_2}{k_1} = \frac{E}{R} \left( \frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right), \quad (6.12)$$

де  $k_1, k_2$  – коефіцієнти швидкості, що відповідають абсолютним темпера-

турам  $T_1$  і  $T_2$ .

Відношення  $\frac{k_{T+10}}{k_T} = \beta$  називають **температурним коефіцієнтом швидкості реакції**;  $\beta$  збільшується зі зростанням енергії активації й зменшенням температури. Значення  $\beta = 2-4$  відповідає кінетичній області перебігу процесу,  $\beta = 1,2-1,5$  – дифузійній області,  $\beta = 1,5-2$  – проміжній області.

Можливість здійснення процесу визначається величиною ізобарно-ізотермічного ( $\Delta G$ ) або ізохорно-ізотермічного ( $\Delta F$ ) потенціалу, які за стандартних умов пов'язані з константами рівноваги в такий спосіб:

$$\Delta G^0 = -RT \ln k_p; \quad (6.13)$$

$$\Delta F^0 = -RT \ln k_c. \quad (6.14)$$

Якщо за стандартних умов (тобто коли парціальний тиск компонентів у вихідній суміші дорівнює одиниці)  $\Delta G^0 < 0$ , то реакція можлива; якщо  $\Delta G^0 > 0$ , то реакція нездійсненна. Якщо  $\Delta F^0 < 0$ , реакція проходить прямо; якщо  $\Delta F^0 > 0$  – у зворотному напрямку.

Для визначення напрямку процесу в нестандартних умовах можна користуватися рівняннями ізотерми хімічної реакції:

$$\Delta G = RT \ln \frac{P_C^c P_D^d}{P_A^a P_B^b} - RT \ln k_p; \quad (6.15)$$

$$\Delta F = RT \ln \frac{[C]^c [D]^d}{[A]^a [B]^b} - RT \ln k_c. \quad (6.16)$$

Якщо  $\Delta G < 0$  і  $\Delta F < 0$ , реакція проходить прямо; якщо  $\Delta G > 0$  і  $\Delta F > 0$  – у зворотному напрямку.

*Рушійною силою* хімічних процесів є різниця рівноважної і поточної концентрацій реагуючої речовини в ступені, що відповідає порядку реакції.

Розглянемо хімічний процес, за якого концентрація речовини зменшується за час  $\tau$  від початкового значення  $C_{An}$  до кінцевого  $C_{Ak}$ . Відношення

$$\frac{C_{An} - C_{Ak}}{C_{An}} = 1 - \frac{C_{Ak}}{C_{An}} = x \quad (6.17)$$

називається *ступенем перетворення*.

Із рівності (6.17) можемо записати

$$C_{Ak} = C_{An}(1-x); \quad d_{C_{Ak}} = -C_{An} dx.$$

Оскільки  $w = -\frac{dC_{Ak}}{d\tau} = kC_{Ak}$ , то

$$-\frac{dC_{Ak}}{d\tau} = C_{An}k(1-x) \quad \text{або} \quad -\frac{dx}{d\tau} = k(1-x).$$

Величина  $(1-x)^n$  за фізичним змістом є рушійною силою процесу, і кінетичні рівняння для реакцій різного порядку  $n$  можна записати в такий спосіб:

– для реакцій нульового і першого порядків

$$\frac{dx}{d\tau} = k_0, \quad \frac{dx}{d\tau} = k_1(1-x); \quad (6.18)$$

– для реакцій  $n$ -го порядку

$$\frac{dx}{d\tau} = k_n(1-x)^n. \quad (6.19)$$

Значення середньої рушійної сили залежить від виду апаратів. Для апаратів ідеального витіснення середня рушійна сила  $a - C_x$ , де  $a$  – рівноважна концентрація, що визначається як середня логарифмічна величина. В апараті ідеального перемішування рушійна сила  $a - C_x$  залишається сталою, що дорівнює кінцевому найменшому значенню.

Відношення рушійної сили в безперервно діючому апараті ідеального перемішування або апараті проміжного типу до рушійної сили в апараті ідеального витіснення дорівнює відношенню часу проведення процесу в апараті ідеального витіснення  $\tau_g$  до часу проведення процесу в апараті ідеального перемішування  $\tau_{nep}$  і називається *концентраційним коефіцієнтом корисної дії апарата*  $\eta_c$ :

$$\eta_c = \frac{\tau_g}{\tau_{nep}}. \quad (6.20)$$

Для реакцій нульового порядку  $\eta_c = 1$ , тобто швидкість реакції нульового

порядку не залежить від перемішування.

$$\text{Для реакцій першого порядку } \eta_c = \frac{1-x}{x} \ln \frac{1}{1-x}.$$

$$\text{Для реакцій другого порядку } \eta_c = 1-x.$$

Таким чином, коефіцієнт корисної дії апарата знижується з підвищенням ступеня перетворення і порядку реакції, тобто чим вищими є ступінь перетворення і порядок реакції, тим сильніше позначається негативна дія перемішування на швидкості хімічної реакції.

Із цього випливає, що швидкість реакції в апараті ідеального перемішування менша, ніж в апараті ідеального витіснення за того самого значення коефіцієнта швидкості реакції  $k$ . Для досягнення одного й того самого ступеня перетворення в апараті ідеального перемішування потрібно більше часу, ніж в апараті ідеального витіснення. У разі апаратів ідеального перемішування та апаратів проміжного типу зменшення  $\eta_N$  викликає не лише збільшення тривалості процесу, а й збільшення кількості побічних продуктів реакції, тобто погіршення якості процесу.

Коефіцієнт корисної дії апарата зростає залежно від кількості секцій і ступеня перетворення. Якщо кількість секцій  $N \rightarrow \infty$ , к. к. д. системи відповідає апарату ідеального витіснення. Практично це спостерігається, якщо  $N = 8-10$ .

## 6.2. Хімічні процеси в гетерогенних системах

Хімічні процеси за участі твердої фази – каталітичні процеси – широко використовуються в природоохоронних технологіях. Процеси за участі каталізаторів застосовуються в процесах очищення відхідних газів, стічних вод, водопідготовки, утилізації твердих відходів.

**Каталізом** називають зміну швидкості реакції або її збудження, що відбувається під дією речовин (каталізаторів), які беруть участь у процесі, але в ньому не витрачаються й до кінця реакції залишаються хімічно незмінними, хоча фізично можуть змінюватися.

Каталізатори однаковою мірою змінюють швидкість прямої і зворотної

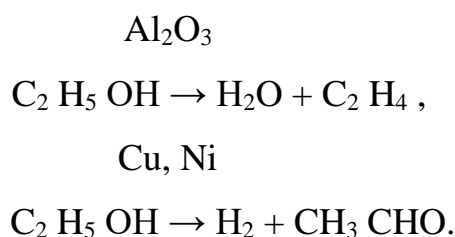
реакцій. Однаковий ступінь впливу на швидкість прямої і зворотної реакцій обумовлює найважливішу особливість каталізаторів: вони не змінюють стану хімічної рівноваги, константи рівноваги, а лише прискорюють або сповільнюють досягнення реакцією її рівноважного стану.

Збільшення швидкості реакції називають *позитивним каталізом*, або просто каталізом, а уповільнення швидкості – *негативним каталізом* (інгібуванням). Механізм дії інгібіторів відрізняється від дії каталізаторів.

Хімічні реакції, що відбуваються за наявності каталізаторів, дістали назву *каталітичних*. Серед яких виокремлюють автокаталітичні (самоприскорювані) реакції, в яких роль каталізаторів виконують один або кілька продуктів реакції.

У свою чергу, на ефективність дії каталізаторів найчастіше впливають інші речовини (каталітичні отрути й промотори). *Каталітичні отрути* – це речовини, що знижують або повністю знищують активність каталізаторів. До них відносять, наприклад, сполуки миш'яку, ртуті, свинцю, ціаніди, що отруюють платинові каталізатори. У виробничих умовах реагуючі речовини намагаються очищати від каталітичних отрут, а отруєні каталізатори регенерують. *Промотори* – речовини, що посилюють дію каталізаторів. Наприклад, для платинових каталізаторів промоторами є залізо, алюміній та ін.

Каталізатори можуть мати так звану властивість специфічності. Специфічність каталізатора полягає в тому, що в багатьох випадках він вибірково збільшує швидкість лише певної реакції, не впливаючи помітно на швидкість інших, можливих у даній системі. Так, залежно від типу каталізатора з етилового спирту за температури 300 °С можна одержати воду й етилен (каталізатор – оксид алюмінію) або водень і оцтовий альдегід (каталізатор – мідь або нікель):



Однак специфічність не є загальною властивістю каталізаторів. Так, ме-

талеві Ni, Pd або Pt каталізують цілу низку реакцій гідрогенізації й дегідрогенізації.

Розрізняють два види каталізу – *гомогенний* (однорідний) і *гетерогенний* (неоднорідний). За гомогенного каталізу реагуючі речовини й каталізатор утворюють однофазну систему (рідку або газову). Прикладом гомогенного каталізу можуть бути реакції горіння водню й оксиду вуглецю, в яких роль каталізаторів відіграють активовані частинки, а також реакція окиснення діоксиду сірки за наявності діоксиду азоту в камерному і баштовому методах виробництва сірчаної кислоти. Установлено, що швидкість хімічної реакції за гомогенного каталізу пропорційна концентрації каталізатора.

За гетерогенного каталізу каталізатор є самостійною фазою (як правило, твердою). Цей тип каталізу набув значного поширення в промисловості. Усі реакції за гетерогенного каталізу відбуваються на поверхні каталізатора. Найпоширеніші тверді каталізатори випускають здебільшого у вигляді зерен, таблеток, гранул. Це переважно метали та їх оксиди, наприклад мідь, срібло, платина, хром, молібден, залізо, нікель, кобальт тощо. Часто метали використовують у вигляді дисперсій на поверхні носіїв.

Носії, або трегери, є пористими, індиферентними речовинами. Як такі застосовують пемзу, силікагель, каолін, активоване вугілля, алюмосилікати та ін. Носії збільшують поверхню каталізатора, а також міцність каталізаторів. Механічна міцність каталізаторів є їх найважливішою властивістю. У цілому використання носія знижує собівартість каталізатора.

Дія каталізаторів зводиться до зменшення енергії активації реакції. Реакція розкладання аміаку за відсутності каталізатора має енергію активації 297 400 Дж/моль, а за наявності ванадієвого каталізатора – лише 163 800 Дж/моль. Енергія активації процесу розкладання оксиду азоту без каталізатора та з платиновим каталізатором – 245 700 і 136 500 Дж/моль відповідно.

Прискорювальну дію каталізатора виражають його активністю  $A$ , що характеризує відношення констант швидкостей реакцій, що відбуваються за участі каталізатора  $k_k$  і без нього:

$$A = \frac{k_k}{k} = \exp\left(\frac{\Delta E}{RT}\right), \quad (6.21)$$

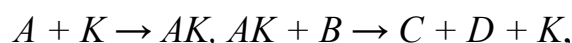
де  $\Delta E = E - E_k$  – енергія активації реакції за наявності каталізатора.

Активність каталізатора визначається сукупністю фізико-хімічних властивостей як самого каталізатора, так і середовища. Найбільшою мірою вона залежить від температури каталітичного перетворення, структури каталізатора, вмісту в ньому промоторів, тиску, об'ємної витрати, концентрації і молекулярних мас вихідних реагентів і продуктів реакції.

Оцінка активності каталізатора за різних умов проведення процесу каталітичного перетворення може бути виражена відношенням кількості продуктів, що утворюються за одиницю часу,  $G_n$  до об'єму  $V$ , маси  $G_k$ , робочої поверхні  $S$  каталізатора:

$$A = \frac{G_n}{V}, \quad A = \frac{G_n}{G_k}, \quad A = \frac{G_n}{S}. \quad (6.22)$$

Зниження енергії активації реакції за наявності каталізатора пояснюється утворенням проміжних сполук (активованих комплексів). Спочатку каталізатор і реагуюча речовина утворюють проміжну сполуку, що потім реагує з іншою вихідною речовиною, при цьому утворюються кінцеві продукти реакції і вивільняється каталізатор. Проміжна сполука в каталізі – це не звичайна стійка сполука, що може бути виділена в чистому вигляді або існує як окрема фаза. Проміжні сполуки дуже нестійкі й існують нетривалий час лише в процесі каталізу. Їх властивості дуже відрізняються від властивостей аналогічних сполук, що утворюють об'ємну фазу. Схематично реакцію між вихідними речовинами  $A$ ,  $B$  за участі каталізатора  $K$  можна подати в такий спосіб:



де  $C$  і  $D$  – продукти реакції.

Одна частинка каталізатора багаторазово і з великою швидкістю вступає у взаємодію.

Гетерогенне каталітичне перетворення є складним багатоступеневим процесом, що передбачає дифузію вихідних реагентів з ядра потоку до поверхні

гранул каталізатора (зовнішня дифузія), проникнення цих речовин у пори каталізатора до активних центрів його внутрішньої поверхні (внутрішня дифузія), адсорбцію реагентів поверхнею каталізатора з утворенням поверхневих хімічних сполук, хімічну взаємодію адсорбованих речовин з утворенням нових продуктів, десорбцію продуктів та їх перенесення до зовнішньої поверхні гранул каталізатора (внутрішня дифузія) і потім від цієї поверхні в ядро потоку (зовнішня дифузія).

В області зовнішньої дифузії швидкість реакції визначається швидкістю перенесення компонента до поверхні зерен каталізатора:

$$\frac{dM_A}{d\tau} = \beta(C_A - C_A^*)F_v, \quad (6.23)$$

де  $F_v$  – поверхня частинок каталізатора;  $\beta$  – коефіцієнт масовіддачі в суцільній фазі;  $C_A$  і  $C_A^*$  – концентрації компонента  $A$  в потоці та його рівноважна концентрація на поверхні частинок каталізатора.

Інтенсивність, або швидкість, каталітичного перетворення може бути виражена через кількість конвертованої за одиницю часу  $\tau$  домішки  $M_A$  або кількості продукту  $M_n$  каталітичної взаємодії, що утворюється за одиницю часу:

$$w = \frac{dM_A}{d\tau} = -k\Delta C, \quad w = \frac{dM_n}{d\tau} = k\Delta C, \quad (6.24)$$

де  $k$  – константа швидкості процесу;  $\Delta C$  – рушійна сила процесу, що становить, згідно із законом дії мас, добуток концентрацій реагуючих речовин.

Константа швидкості каталітичного перетворення за даної температури є функцією констант швидкостей прямої, зворотної і побічної реакцій, а також коефіцієнтів дифузії вихідних реагентів і продуктів їх взаємодії. Швидкість гетерогенного каталітичного процесу визначається відносними швидкостями окремих його стадій і лімітується найбільш повільною з них.

Для області внутрішньої дифузії і реакції першого порядку сумарну швидкість каталітичного процесу знаходять комбінуючи рівняння масопередачі з рівнянням дифузії та реакції всередині частинки:

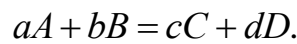


$$\frac{1}{V_v} \cdot \frac{dM_A}{d\tau} = kC_{An}E_C, \quad (6.25)$$

де  $V_v$  – об'єм частинок каталізатора;  $C_{An}$  – початкова концентрація компонента  $A$ ;  $E_C = C_{Acp}/C_{Anov}$ ;  $C_{Acp}$  – середня концентрація компонента  $A$  всередині пори;  $C_{Anov}$  – максимально можлива концентрація компонента  $A$  біля поверхні каталізатора.

### 6.3. Матеріальний баланс хімічних процесів

Для складання матеріального балансу розглянемо незворотну хімічну реакцію



Позначимо через  $M$  молекулярні маси взаємодіючих речовин;  $G$  – кількість речовини. Припустимо, що наприкінці перебігу процесу речовина  $A$  повністю витратиться, тобто  $G_{Ak} = 0$ .

Кількість вихідної речовини  $B$  дорівнюватиме

$$G_B = G_A \left( \frac{bM_B}{aM_A} \right).$$

Кількість речовин  $C$  і  $D$ , що утворюються,

$$G_C = G_A \left( \frac{cM_C}{aM_A} \right); \quad G_D = G_A \left( \frac{dM_D}{aM_A} \right).$$

Тоді рівняння матеріального балансу процесу набере вигляду

$$G_A + G_A \left( \frac{bM_B}{aM_A} \right) = G_A \left( \frac{cM_C}{aM_A} \right) + G_A \left( \frac{dM_D}{aM_A} \right). \quad (6.26)$$

### 6.4. Тепловий баланс хімічних процесів

Тепловий баланс хімічного процесу описується рівнянням

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5, \quad (6.27)$$

де  $Q_1$  – кількість тепла, внесена в апарат із вихідними речовинами;

$Q_2$  – кількість тепла, внесена теплоносієм;  $Q_3$  – тепловий ефект процесу;  $Q_4$  – кількість тепла, винесеного з апарата продуктами реакції;  $Q_5$  – втрати тепла в довкілля.

Кількість тепла  $Q_1$  і  $Q_2$  знаходять із виразу

$$Q = G \cdot c \cdot T,$$

де  $G$  – масова витрата речовини або теплоносія;  $c$  – теплоємність.

Тепловий ефект реакції  $Q_3$  обчислюють використовуючи *закон Гесса*: тепловий ефект хімічної реакції дорівнює різниці сум теплот утворення продуктів реакції і вихідних речовин, помножених на стехіометричні коефіцієнти:

$$Q_3 = \sum v_k Q_k - \sum v_n Q_n,$$

де  $\sum Q_n$  – сума теплот утворення вихідних речовин;

$\sum Q_k$  – сума теплот утворення продуктів реакції.

## 6.5. Види хімічних реакторів, розрахунок хімічних реакторів

**Класифікація хімічних реакторів.** У ході хімічного процесу перетворення зазнають різноманітні речовини, що мають різні фізико-хімічні властивості. Різною є й сама природа хімічної взаємодії. Природно, що цій розмаїтості відповідає різноманітність хімічних реакторів. Хоча конструкція апарата й впливає на ступінь перетворення та селективність (вибірковість) процесу, сутність цього впливу визначається не власне конструкцією, а певним взаємозв'язком фізичних і хімічних факторів, необхідних для успішного перебігу хімічних реакцій. Конструкція апарата є лише засобом впливу на цей взаємозв'язок шляхом зміни швидкості окремих фізичних і хімічних стадій процесу. Таким чином, реактор, що є, як правило, найважливішим елементом технологічної схеми виробництва, повинен забезпечити певні (оптимальні) параметри для здійснення хімічного перетворення. За фізико-хімічною природою реакційного середовища хімічні реактори можна поділити на три великі групи: гомогенні, гетерогенні й гетерогенно-каталітичні.

У гомогенних реакторах процес відбувається в одній фазі й не супрово-

джується фазовими переходами. Відсутність перенесення речовини або енергії через межу поділу фаз є основною ознакою гомогенних процесів.

Гетерогенні реактори відрізняються тим, що в них відбувається міжфазний обмін речовиною та (або) енергією. Найпоширенішими є гетерогенні реактори для систем газ – тверда речовина, газ – рідина і для трифазних систем.

Однією з найважливіших характеристик гетерогенних реакторів є структура реакційної фази. Реакція може відбуватися в суцільній або дисперсній фазі, а також в обох фазах одночасно. Як правило, роботу реактора намагаються організувати так, щоб реакції відбувалися в суцільній фазі. Це дозволяє краще використовувати реакційний об'єм і полегшує регулювання процесу.

Реактори гетерогенного типу можна поділити на дві групи – реактори, в яких хімічний процес відбувається в одній з фаз і супроводжується тепломасообміном з іншою фазою, і реактори, в яких хімічна реакція відбувається на поверхні поділу фаз. До першої групи відносять здебільшого газорідинні реактори, до другої – реактори за участі твердої фази: реактори із твердим каталізатором і реактори, в яких газ або рідина реагують безпосередньо з твердим тілом.

Основним параметром, що характеризує ефективність реакторів для систем газ – рідина, є поверхня контакту фаз. Залежно від способу утворення міжфазової поверхні газорідинні реактори можна поділити на три групи:

- 1) *реактори барботажні*, в яких поверхня контакту утворюється під час уведення газу через газорозподільне обладнання в шар рідини;
- 2) *реактори з механічним диспергуванням рідини*;
- 3) *реактори плівкові*, в яких здійснюється контакт газу з рідиною, що перебуває у вигляді плівки на стінках апарата.

Відмітною ознакою гетерогенно-каталітичних реакторів є наявність твердого каталізатора. Розрізняють реактори з нерухомим і рухомим шарами каталізатора. Для підведення або відведення тепла, а також для посилення масоперенесення застосовують різні режими псевдозрідження. Ефективним способом прискорення процесів перенесення для гетерогенних і гетерогенно-

каталітичних реакцій є пульсаційний вплив на стаціонарні шари зернистого матеріалу.

За часом перебування частинок хімічні реактори поділяють на реактори ідеального витіснення, реактори ідеального перемішування і реактори проміжного типу. Функція розподілу частинок за часом перебування є найважливішою характеристикою хімічного реактора. У ряді випадків від функції розподілу залежать селективність процесу щодо цільового продукту, конверсія сировини, а також стабільність процесу.

**Розрахунок хімічних реакторів.** Основний розмір апарата визначається із загального співвідношення

$$A = \frac{M}{\Delta K}, \quad (6.28)$$

де  $M$  – кількість матеріалу, що зазнає хімічного перетворення;  $\Delta$  – рушійна сила процесу;  $K$  – коефіцієнт швидкості процесу.

Залежно від того, який фактор є визначальним, розмір реактора може визначатися швидкістю перебігу реакції (кінетична область), швидкістю перенесення речовини з однієї фази в іншу (дифузійна область) або швидкістю відведення або підведення тепла. У двох останніх випадках розрахунки проводять як для масообмінної і теплообмінної апаратури.

**Реактори ідеального перемішування періодичної дії.** У найпростішому випадку апарат – це реактор, обладнаний тепловою сорочкою і мішалкою, що забезпечує такий ступінь перемішування, за якого концентрації речовини в будь-якій точці об'єму апарата однакові й змінюються лише в часі.

При розрахунках задається продуктивність за одиницю часу, період процесу  $\Delta\tau$ . Кількість партій продукту  $\beta$ , яка може бути випущена за одну добу одним апаратом, визначається за формулою

$$\beta = \frac{24}{\Delta\tau}. \quad (6.29)$$

Кількість партій продукту  $\alpha$ , що повинна бути випущена за одну добу для забезпечення заданої продуктивності,

$$\alpha = \frac{V_{\text{доб}}}{V_a}, \quad (6.30)$$

де  $V_{\text{доб}}$  – добовий об'єм продукту;  $V_a$  – об'єм апарата.

Тоді кількість апаратів

$$n = \frac{\alpha}{\beta} = \frac{V_{\text{доб}}}{24} \cdot \frac{\Delta\tau}{V_a}. \quad (6.31)$$

Задаючись робочим об'ємом апарата, визначають  $n$  або, вибравши кількість апаратів, знаходять  $V_a$ .

**Реактори ідеального перемішування безперервної дії.** У проточних реакторах ідеального перемішування концентрації однакові в усіх точках об'єму апарата і незмінні в часі. У такому випадку початкова концентрація речовини  $C_{An}$  миттєво знижується до кінцевої, і за цієї концентрації відбувається перетворення речовини.

Час взаємодії компонентів визначається за формулою

$$\tau_{cm} = \frac{C_k}{k(1 - C_k)}, \quad (6.32)$$

де  $C_k$  – концентрація речовини в апараті;  $k$  – константа швидкості реакції.

Робочий об'єм апарата визначається за рівнянням

$$V_a = V_\tau \tau, \quad (6.33)$$

де  $V_\tau$  – об'єм речовини, що переробляється за час  $\tau$ .

Апарати ідеального перемішування мають низький коефіцієнт корисної дії і, отже, наймаксимальніший об'єм.

**Реактори ідеального витіснення.** У такому реакторі для кожного перерізу можна прийняти, що концентрації в напрямку радіуса апарата ідеально вирівнюються (ідеальне перемішування), а перемішування в поздовжньому напрямку відсутнє. За таких умов зміна концентрації речовини відповідатиме зміні

концентрації в апараті періодичної дії. Робочий об'єм апарата визначається як

$$V_a = V_c \tau. \quad (6.34)$$

**Реактори проміжного типу.** У реакторах проміжного типу, на відміну від реакторів ідеального витіснення, спостерігається поздовжнє перемішування, ефект якого можна врахувати дифузійною складовою

$$D_e \frac{d^2C}{dl^2},$$

де  $D_e$  – ефективний коефіцієнт дифузії, що враховує поздовжнє перемішування в апараті;  $l$  – довжина апарата.

### 6.6. Високотемпературні хімічні реактори (печі)

Хімічний реактор, в якому джерело енергії для проведення хімічного процесу (хімічної реакції або фазового перетворення) безпосередньо контактує із сировинним матеріалом за температури більше ніж 500 °С, називається *пичю*. Основна відмінність печі від класичних хімічних реакторів полягає в наявності високого температурного градієнта і безпосереднього контакту енергоносія із сировиною та продуктами реакції.

Високотемпературні реактори відрізняються від основної маси хімічних реакторів. Під *високотемпературними процесами* розуміють процеси хімічної взаємодії та фазові переходи, що відбуваються за температур, коли енергообмін цільового продукту хіміко-технологічної системи з довкіллям відбувається зі зростаючою участю електромагнітних коливань (зокрема, світлового випромінювання) та корпускулярного випромінювання. Межа між низькотемпературними й високотемпературними процесами знаходиться в інтервалі 500–700 °С. У промисловості печі використовують як для проведення хімічних реакцій, так і для одержання продуктів унаслідок високотемпературних фазових переходів (плавлення, спікання, сублімації). Найчастіше в печі паралельно відбуваються всі ці процеси, а конструкцію печі визначає цільовий процес. У природоохоронних процесах печі застосовують для утилізації різних видів відходів (газоподібних, рідких, твердих).

Із гідродинамічного погляду печі можна класифікувати на агрегати з ідеальним витісненням (камерні й тунельні печі, печі, що обертаються, і т. п.), з ідеальним перемішуванням (дугові печі, барабанні печі) і реактори проміжного типу.

Із термодинамічного погляду печі – це відкрита система, в якій відбувається термодинамічна і хімічна взаємодія джерела енергії, теплоносія, сировини і продуктів хімічних реакцій (зокрема, й цільового продукту). Існує кілька принципів класифікації печей. В їх основу покладені:

- принцип розподілу за джерелами енергії;
- характер робочого тіла-теплоносія;
- конструктивні особливості;
- технологічне призначення;
- режим роботи.

Схема класифікації високотемпературних реакторів за джерелами енергії наведена на рис. 6.1. Виділення тепла може відбуватися як у самому матеріалі, що нагрівається (пряме нагрівання), так і поза ним із подальшою теплопередачею (непряме нагрівання).

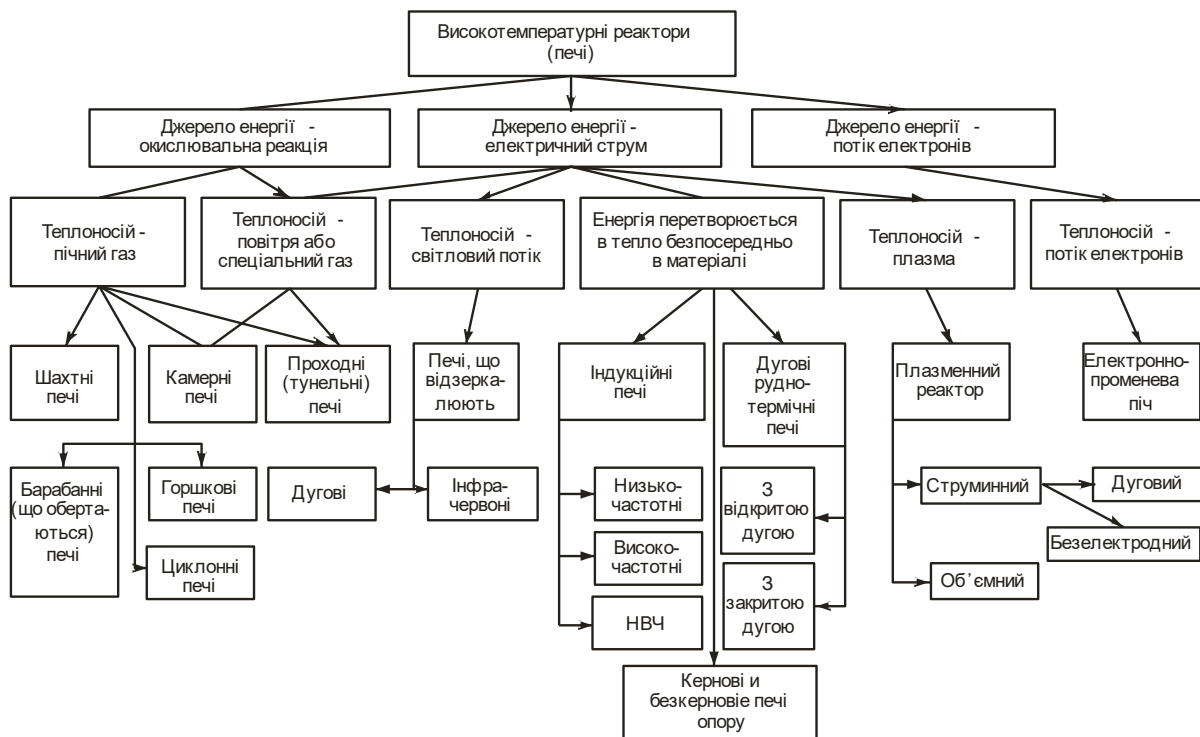


Рисунок 6.1 – Типи високотемпературних реакторів (печей)

При виборі високотемпературного реактора (печі) для конкретного технологічного процесу фактори проведення процесу розміщуються в такій послідовності за важливістю: характер цільового хімічного процесу і фазова сполука вихідної сировини та продуктів реакції; хімічна взаємодія енергоносія із сировиною і продуктом; питомі витрати на одержання потрібної температури за заданої продуктивності; відповідність температурного поля в робочій зоні реактора технологічним вимогам; можливості автоматизації завантаження сировини й вивантаження продукту; питомі витрати на відділення кінцевого продукту від побічних продуктів процесу; можливості повної автоматизації процесу; відходи й екологічне навантаження на довкілля. Наведені на рис. 6.1 варіанти печей у принципі дозволяють вирішувати майже будь-яке технологічне завдання з використанням різних типів реакторів із різним техніко-економічним результатом.

### Питання для самоконтролю

1. Дайте визначення швидкості реакції, області перебігу процесу.
2. Наведіть визначення константи швидкості реакції, порядку реакції.
3. Сформулюйте закон діючих мас.
4. Запишіть формули для визначення швидкості складних хімічних реакцій. Дайте визначення термодинамічної активності.
4. Наведіть залежності для визначення константи рівноваги реакції.
5. Сформулюйте принцип Ле Шательє. Запишіть рівняння Вант-Гоффа, Арреніуса.
6. Запишіть вирази для визначення рушійної сили реакцій різного порядку.
7. Які види каталізу вам відомі? Охарактеризуйте їх.
8. Дайте визначення активності каталізатора. Від яких факторів вона залежить?
9. Від яких факторів залежить швидкість каталітичного перетворення?



10. Запишіть матеріальний і тепловий баланси хімічних процесів.
11. Наведіть класифікацію хімічних реакторів.
12. Запишіть залежності для визначення основних розмірів хімічних реакторів.
13. Наведіть класифікацію печей.

### **Список додаткової літератури для вивчення розділу 6**

1. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической и нехимической технологии : учеб. для вузов / А. Н. Плановский, П. И. Николаев. – 3-е изд., испр. и доп. – Москва : Химия, 1987. – 495 с.
2. Смирнов Н. Н. Химические реакторы в примерах и задачах : учеб. пособие для вузов / Н. Н. Смирнов, А. И. Волжский. – 2-е изд., пер. – Ленинград : Химия, 1986. – 224 с.

## РОЗДІЛ 7

### ХІМІЧНІ РЕАКТОРИ

Реактори є основними апаратами хімічного, нафтопереробного, газового, металургійного, харчового, фармацевтичного та ряду інших галузей промисловості. У всіх реакторах спостерігаються певні фізичні процеси (гідродинамічні, теплові, дифузійні), за допомогою яких створюються оптимальні умови для його проведення – процесу хімічного перетворення речовини (*хімічної реакції*).

Для здійснення фізичних процесів реактор має в конструкції типові елементи, що застосовуються в апаратах для проведення змішування, тепло- та масообміну тощо.

Існує велика кількість типів реакторів, що пояснюється різноманітністю і складністю процесів хімічного перетворення речовин. Для реакторів існують загальні принципи, на основі яких можна знайти зв'язок між конструкцією апаратів та основних закономірностей хімічного процесу, що проходить у ньому.

#### 7.1. Конструкції рідинних хімічних реакторів

Критеріями, за якими класифікують рідинні реактори, є періодичність або безперервність процесу, його гідродинамічний і тепловий режими, фізичні властивості взаємодіючих речовин:

- *за принципом організації процесу* – безперервної, періодичної та напівбезперервної дії;
- *за гідродинамічним режимом* – повного витіснення, повного змішування й із проміжним гідродинамічним режимом.

У реакторах *безперервної дії* всі окремі стадії процесу хімічного перетворення речовини (подача реагентів, хімічна реакція, відведення готового продукту) здійснюються паралельно (рис. 7.1 а). Характер зміни концентрацій реагентів у реакційному об'ємі різний у кожний момент часу в різних точках об'єму апарата, але постійний у часі для обраної точки об'єму.

У реакторі *періодичної дії* всі окремі стадії процесу проходять послідовно

в різний час (рис. 7.1 б). Характер зміни концентрацій реагентів однаковий в усіх точках реакційного обсягу, але різний у часі для обраної точки об'єму.

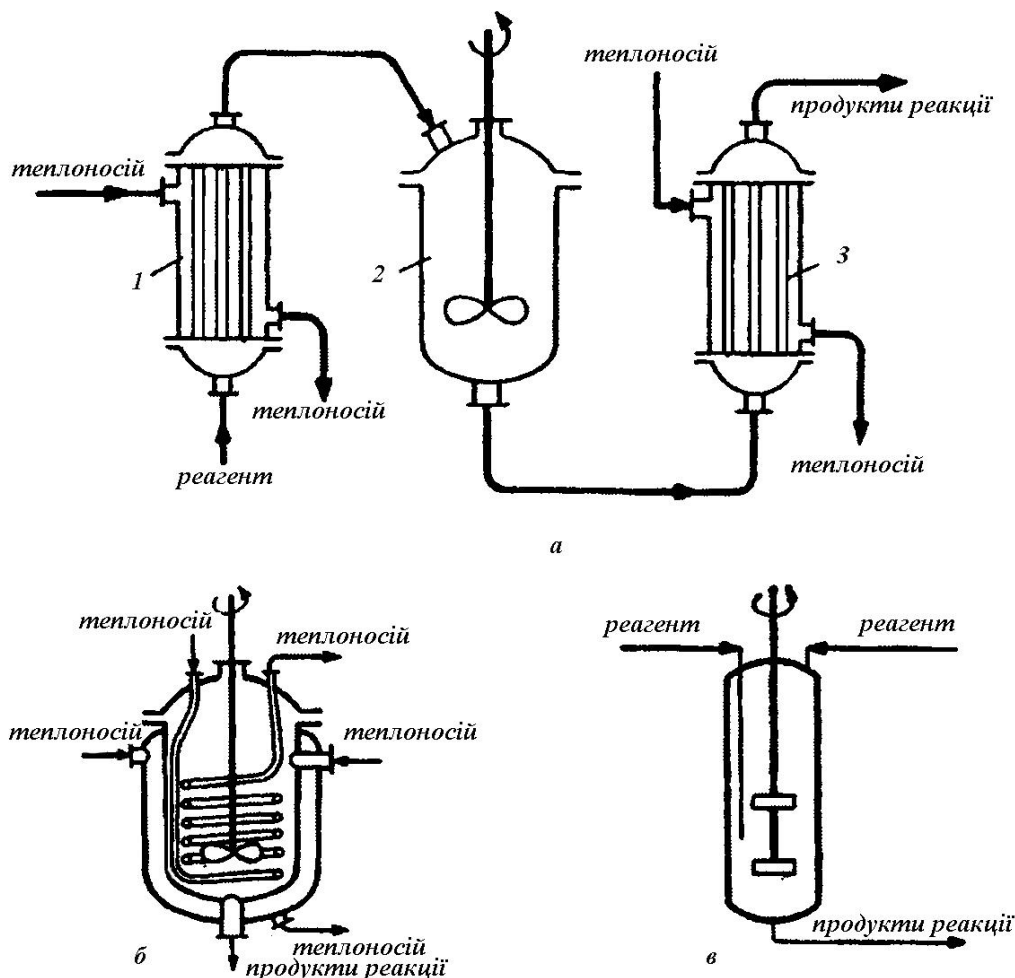


Рисунок 7.1 – Схеми рідинних реакторів:

а – безперервної дії; б – періодичної дії; в – напівбезперервної дії;

1, 3 – теплообмінний апарат; 2 – реактор

Реактор *напівбезперервної дії* працює в несталих умовах (рис. 7.1 в). Такий реактор можна розглядати як безперервно діючий апарат, в якому вхідні та вихідні потоки речовини не однакові (унаслідок цього змінюється загальна маса реагуючих речовин), і, як періодично діючий апарат, в якому введення одного з реагентів або відведення продукту реакції здійснюється періодично.

Порівняння реакторів періодичної та безперервної дій показує одну вагомую різницю. У періодичному реакторі концентрація цільового компонента змінюється від початкової до кінцевої, тоді як за безперервного режиму роботи

концентрація в реакторі завжди дорівнює мінімальній для цього процесу.

При переході від періодичного процесу до безперервного зниження швидкості реакції доводиться компенсувати за рахунок збільшення середнього часу перебування реагентів. За цих умов замість одного апарата використовують *каскад реакторів* – систему з двох або більше апаратів. Найчастіше з міркувань зручності експлуатації використовують апарати однакового об'єму.

### 7.1.1. Реактори повного витіснення

*Реактор повного витіснення* характеризується змінною концентрацією реагуючих речовин по довжині апарату, найбільшою різницею концентрацій на вході та виході (рис. 7.2). Зміна концентрації в реакційному об'ємі має плавний характер, тому що наступні реакційні об'єми реагентів не змішуються з попередніми, а повністю ними витісняються (рис. 7.3).

На практиці до режиму повного витіснення можна наблизитися впровадивши конструкцію реактора з малим діаметром і великою довжиною за відносно високих швидкостей руху реагентів.

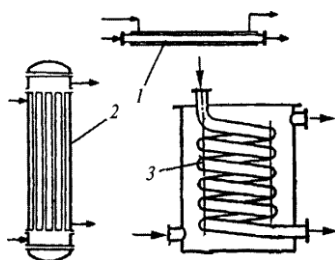


Рисунок 7.2 – Схеми реакторів повного витіснення:

1 – однотрубчастого; 2 – багатотрубчастого; 3 – змійовикового типу

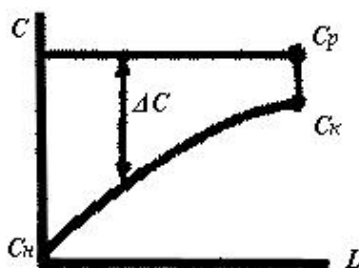


Рисунок 7.3 – Характер зміни концентрації  $C$  цільового компонента по довжині

$L$  реактора повного витіснення:  $C$ ,  $C_n$ ,  $C_k$  і  $C_p$  – поточна, початкова, кінцева та рівноважна концентрації відповідно

Потрібно зазначити, що реактори витіснення мають найбільшу середню рушійну силу процесу. Незважаючи на це, вони не набули широкого впровадження внаслідок того, що на вході до реактора відбувається різкий стрибок концентрації. Упоратися з цим явищем досить важко. Існує кілька способів подолання цього недоліку. Можна розподілити дозування компонентів по довжині реактора, забезпечити миттєве змішування компонентів на вході в реактор таким чином, щоб початок реакції в уже приготовленій суміші відбувався саме в реакторі. Прикладом останнього способу може бути реакторна установка для одержання нітрогліцерину (рис. 7.4). Вихідні компоненти через дозатори подаються під тиском в інжектор 2, де відбувається їх миттєве змішування. Потім суміш надходить до змійовика 1, в якому проходить реакція з виділенням теплоти.

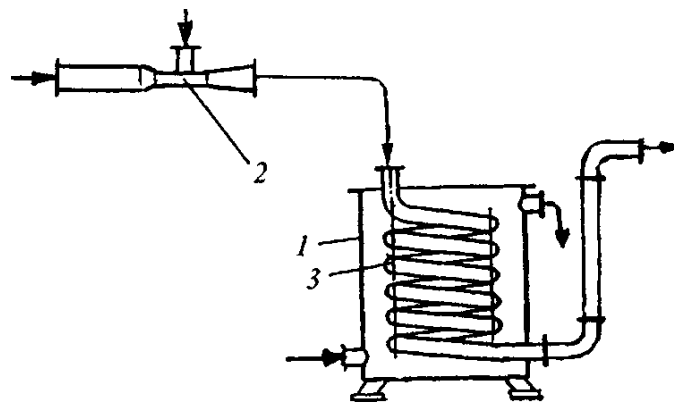


Рисунок 7.4 – Схема реакторної установки з реактором повного витіснення:

1 – охолоджувальна ємність; 2 – інжектор-змішувач;

3 – реактор-змійовик

### 7.1.2. Реактори повного перемішування

Конструкція *реактора повного перемішування* зазвичай оснащена перемішувальним пристроєм та характеризується сталістю концентрації цільового компонента в повному об'ємі реактора в будь-який момент часу (рис. 7.5). Припускається практично миттєве перемішування реагентів на вході в реактор. Тому зміна концентрації цільового компонента на вході має стрибкоподібний характер. Згодом зміни концентрацій не спостерігаються. Середня рушійна сила процесу в такому реакторі менша, ніж в апараті повного витіснення (рис. 7.6). Реактори цього типу досить широко використовуються для процесів

нітрування, сульфування.

Потрібно враховувати, що введення поняття про миттєвий розподіл речовин по всьому обсягу апарата є ідеалізованим. На практиці можна говорити лише про той чи інший ступінь наближення до цих ідеальних умов. Проте ця модель, завдяки своїй простоті, використовується найбільш часто щодо реакторів із мішалками.

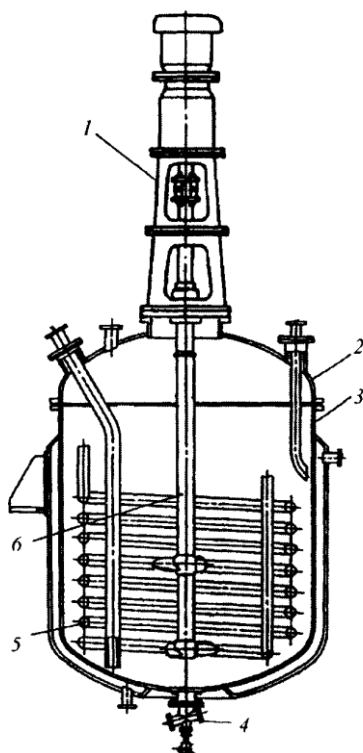


Рисунок 7.5 – Реактор повного перемішування: 1 – привод; 2 – кришка; 3 – корпус; 4 – зливальний клапан; 5 – змійовик; 6 – вал із мішалками

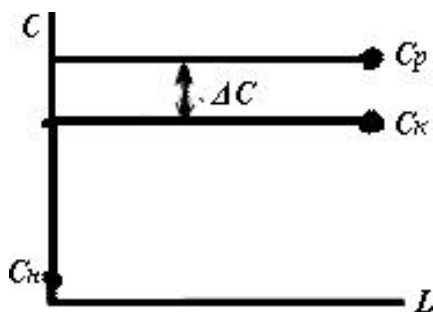


Рисунок 7.6 – Характер зміни концентрації  $C$  по довжині  $L$  реактора повного перемішування

### 7.1.3. Реактори з проміжним гідродинамічним режимом

Реактор з'явився у зв'язку з прагненням об'єднати переваги реакторів повного витіснення та перемішування за середньою рушійною силою і температурною обстановкою. Середня рушійна сила процесу в цих реакторах більша, ніж в апаратах повного перемішування, але менша, ніж в апаратах повного витіснення. Характер зміни концентрації цільового компонента аналогічний наведеному на рис. 7.3. В апараті повинні існувати дві зони: повного перемішування та повного витіснення.

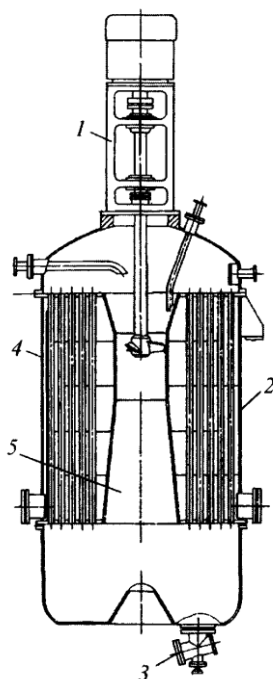


Рисунок 7.7 – Схема реактора з проміжним гідродинамічним режимом:

1 – привод; 2 – корпус; 3 – зливальний клапан; 4 – теплообмінник;

5 – дифузор

Реактори з проміжним гідродинамічним режимом застосовують у тих випадках, коли процес хімічного перетворення речовини супроводжується більшим тепловим ефектом або проходить за високих концентрацій реагуючих речовин. У реакторі з центральним дифузором і кожухотрубчастим теплообмінником у дифузори 5 нижче від перемішувального пристрою встановлюються лопатки, профільовані по гвинтовій лінії, протилежного напрямку щодо лопатей перемішувального пристрою (рис. 7.7). Вони призначені для випрямлення

потокі для зменшення гідравлічного опору. У дифузорі відбувається миттєве перемішування реагентів. Далі суміш під напором надходить у трубки теплообмінника 4, в якому проходить реакція та здійснюється знімання реакційної теплоти. За сталого рівня в реакторі одна частина рідкої фази відводиться через патрубок, а інша – повертається у внутрішній циркуляційний контур. Необхідно відзначити складність виготовлення реактора такої конструкції, що пов'язано з наявністю всередині апарата зони повного перемішування. Особливістю іншого конструкційного варіанта реактора з проміжним гідродинамічним режимом (рис. 7.8) є винесена камера повного перемішування, виконана у вигляді кожухотрубчастого теплообмінника-реактора 1. Гвинтова мішалка 4 (колесо осьового насоса) формує прямолінійний потік. Принцип роботи – аналогічний описаному вище.

У деяких випадках процес хімічного перетворення речовин проводиться не в одному апараті повного перемішування, а в декількох таких реакторах, з'єднаних послідовно (рис. 7.9). Система, що в окремих випадках складається з десятка та більше апаратів, одержала назву каскаду реакторів (або батареї реакторів). Близький до каскаду є *багатосекційний горизонтальний апарат* (рис. 7.10). У каскаді реакторів зміна концентрації реагуючих речовин має східчастий характер, тому що продукт реакції попереднього реактора (або секції) є реагентом для наступного реактора. Гідродинамічний режим роботи каскаду реакторів є проміжним і залежить від кількості апаратів, зі збільшенням кількості яких він наближається до режиму повного витіснення. У каскаді збільшується час перебування реагуючих компонентів порівняно з реактором повного перемішування, а також зростає вихід цільового компонента. Створення протитечії в каскаді реакторів необхідне під час поділу двох фаз. Воно відбувається з використанням гравітаційних або відцентрових сепараторів, що можуть бути як самостійними машинами, так і з'єднаними з реакторами. Характер зміни концентрацій  $C$  у прямотечійному каскаді реакторів наведений на рис. 7.11.



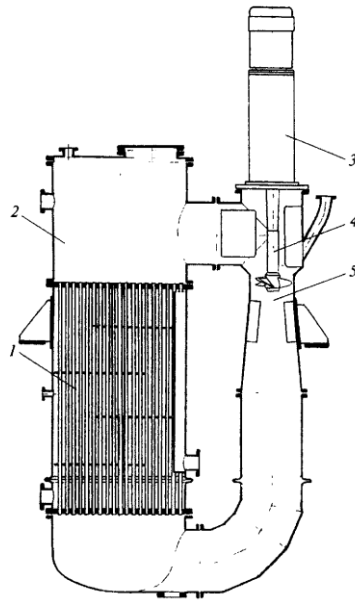


Рисунок 7.8 – Схема реактора із виносним теплообмінником:  
 1 – теплообмінник-реактор; 2 – камера розподілу; 3 – привод;  
 4 – гвинтова мішалка; 5 – дифузор

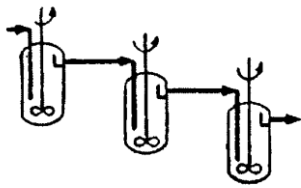


Рисунок 7.9 – Схема каскаду реакторів повного перемішування

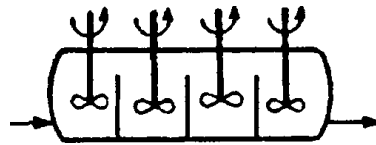


Рисунок 7.10 – Схема багатосекційного горизонтального реактора

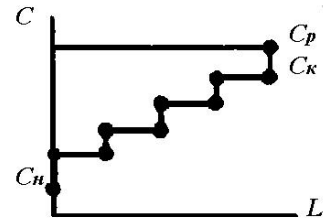


Рисунок 7.11 – Характер зміни концентрації  $L$  по довжині проточного каскаду реакторів

У реакторі з конічним підйомником 2 емульсії поділ на легку та важку фракції відбувається в статичному сепараторі 3 за рахунок різниці густин (рис. 7.12), вони можуть розміщуватися поряд з апаратами нітрування. Але за такого компонування устаткування потрібні додаткові насоси для забезпечення транспортування легкої та важкої фаз. При цьому зростає виробнича площа. Для скорочення часу сепарації, а отже, габаритних розмірів устаткування застосовують відцентрові сепаратори, що встановлюються на одному валу з перемішувальними пристроями (рис. 7.13).

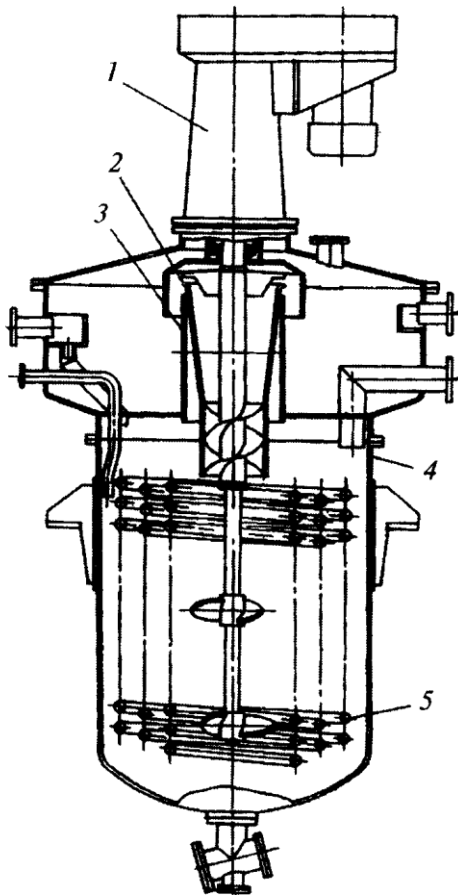


Рисунок 7.12 – Реактор із конічним підйомником і гравітаційним сепаратором: 1 – привод; 2 – конічний підйомник; 3 – сепаратор; 4 – корпус; 5 – змійовики

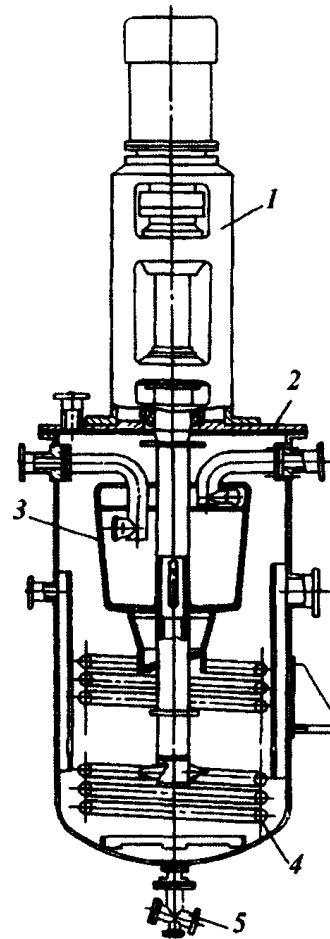


Рисунок 7.13 – Реактор із відцентровим сепаратором: 1 – привод; 2 – кришка; 3 – відцентровий сепаратор; 4 – змійовик; 5 – клапан зливання

#### 7.1.4. Реактори з герметичним приводом і перемішувальним пристроєм

Як окрему групу можна виділити реактори з герметичним приводом і гвинтовим перемішувальним пристроєм. Їх застосовують для проведення швидкодіючих рідкофазних ізотермічних процесів із більшим тепловим ефектом, для токсичних, вибухонебезпечних та інших середовищ, витікання яких не припускається. Їх також застосовують як ефективні змішувачі та підігрівники без здійснення хімічних процесів.

*Реактор із герметичним приводом* (рис. 7.14) складається з корпусу 1 із теплообмінним пристроєм 2, герметичного привода 3, гвинтового перемішувального пристрою 4. Герметичний привод до гвинтового перемішувального пристрою виконується на базі асинхронного електродвигуна і є вибухозахищеним (рис. 7.15). Такий привод називається електромагнітним. Обертний магнітний потік створюється статором асинхронного електродвигуна, що являє собою електромагніт із магнітним полем. Статор привода охолоджується масляним термосифоном. Масло охолоджується водяною сорочкою. Для захисту ротора та підшипників привода від проникнення корозійного середовища з реактора до верхньої частини привода подається інертний газ. Гвинтові перемішувальні пристрої складаються з гвинта 7, напрямного апарата 2 і дифузорів 3, що переходять у циркуляційну трубу (рис. 7.16).

Корпуси апаратів виготовляють суцільнозварними або з окремою кришкою. Застосування окремих кришок для корпусів великого діаметра вважається недоцільним, насамперед через високу витрату конструкційних матеріалів, трудомісткість виготовлення фланців великого діаметра та ущільнень до них. Можливість внутрішнього огляду та чищення апарата, а також складання та розбирання мішалок і внутрішніх пристроїв забезпечується в цих випадках шляхом установа люків більшого розміру.

Сучасною та оригінальною конструкцією реакторів є апарати, виготовлені зі спеченої кераміки – «твердої порцеляни». Використовуються вони для проведення хімічних реакцій в агресивних рідких середовищах. Застосовуються в хімічній, фармацевтичній, харчовій та іншій галузях промисловості. Тверда порцеляна є абсолютно рідинно- та газонепроникною. Вона має високу корозійну протикислотну стійкість (за винятком плавикової кислоти), приблизно до 40 °С, порівняно з лугами невеликої концентрації та порівняно з органічними рідинами і сумішами. Внаслідок високої міцності на стирання практично не спостерігається абразивного зношування від дії середовища під час роботи. Глазуровані поверхні дозволяють легко проводити очищення. Всі частини апаратів, що контактують із середовищем, виготовлені з кераміки.

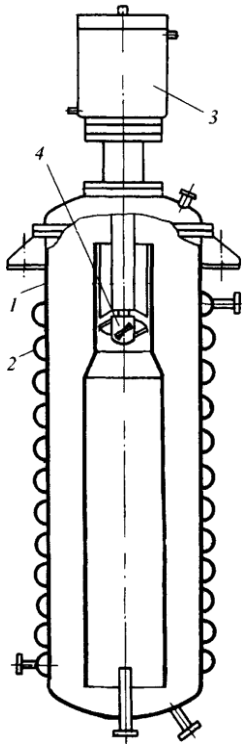


Рисунок 7.14 –  
Схема реактора  
з герметичним  
приводом

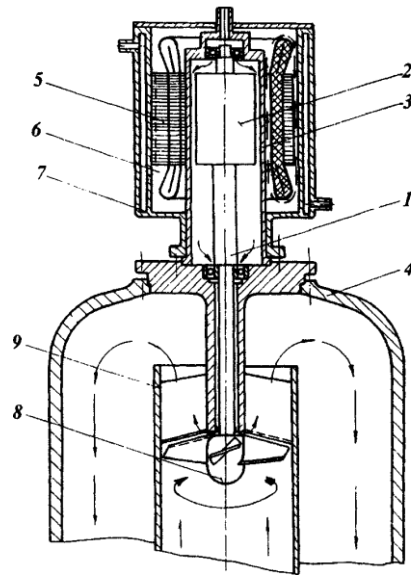


Рисунок 7.15 – Схема герметичного привода:  
1 – вал; 2 – ротор електродвигуна; 3 – гільза, що екранує; 4 – корпус реактора; 5 – статор електродвигуна; 6 – масляна ванна; 7 – водяна сорочка; 8 – гвинт перемішувального пристрою; 9 – дифузор

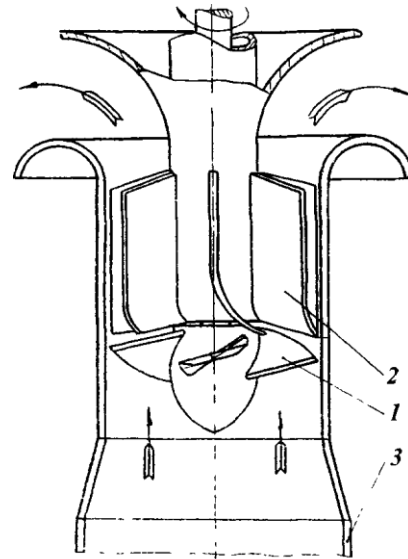


Рисунок 7.16 – Схема  
гвинтового перемішувального пристрою

Реактори складаються з конструкційних груп: порцелянової місткості, нагрівального або охолоджувального бака, кришки, якоря та приводного агрегата з двигуном із редуктором. У баці для нагрівання або охолодження знаходиться змійовик, через який проходить агент, що нагріває чи охолоджує.

## 7.2. Конструкції газових хімічних реакторів

Реактори для проведення реакцій у гомогенній газовій фазі найбільш часто класифікують за тепловим ефектом реакції і тепловим режимом реактора.

### 7.2.1. Реактори-пальники

Полуменеві реактори з попереднім змішуванням газів складаються з камери змішування, дифузора, в якому закінчується процес змішування, та

камери згоряння, в яку рівномірно надходять гази з дифузора. Найпростішим реактором із камерою змішування можна вважати пальник Бунзена (рис. 7.17). Промислові пальники бувають полумєневими й безполумєневими. У промисловому пальнику для перемішування пального з повітрям використовується труба Вентурі 1, а для більшої стійкості полум'я – насадка 2 (рис. 7.18).

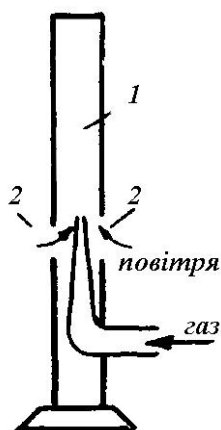


Рисунок 7.17 – Схема пальника Бунзена:  
1 – трубка змішування;  
2 – отвори

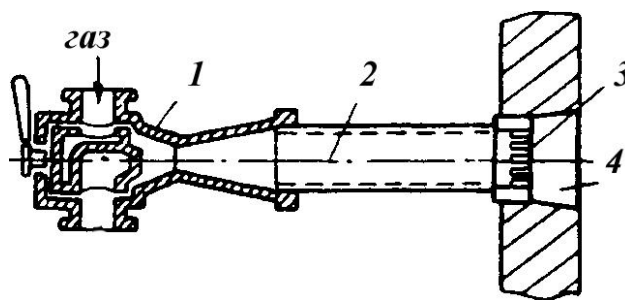


Рисунок 7.18 – Промисловий пальник:  
1 – камера змішування з дифузорею;  
2 – камера згоряння;  
3 – насадка;  
4 – камера змішування реакційних газів

У реакторах-пальниках для парціального окиснення вуглеводнів теплота, необхідна для проведення ендотермічної реакції, може отримуватися шляхом сполучення реакції процесу горіння з ендотермічною реакцією таким чином, щоб загальний тепловий ефект був позитивним.

Реактори-пальники використовують для виробництва сажі з метану (рис. 7.19). Сажа утворюється за високої температури в умовах, коли вільна енергія дисоціації метану на вуглець і водень має негативне значення, а необхідне для проведення реакції тепло виходить унаслідок згоряння частини метану з повітрям. У реакторі, показаному на рис. 7.19 а, метан для утворення сажі подається до камери згоряння, а в реакторах, які показано на рис. 7.19 б, в та г, метан для утворення сажі подається до камери змішування, при цьому кількість повітря, що надходить у реактор, значно нижча за стехіометричне співвідно-

шення. Температура газів у зоні горіння 1 300–1 400 °С.

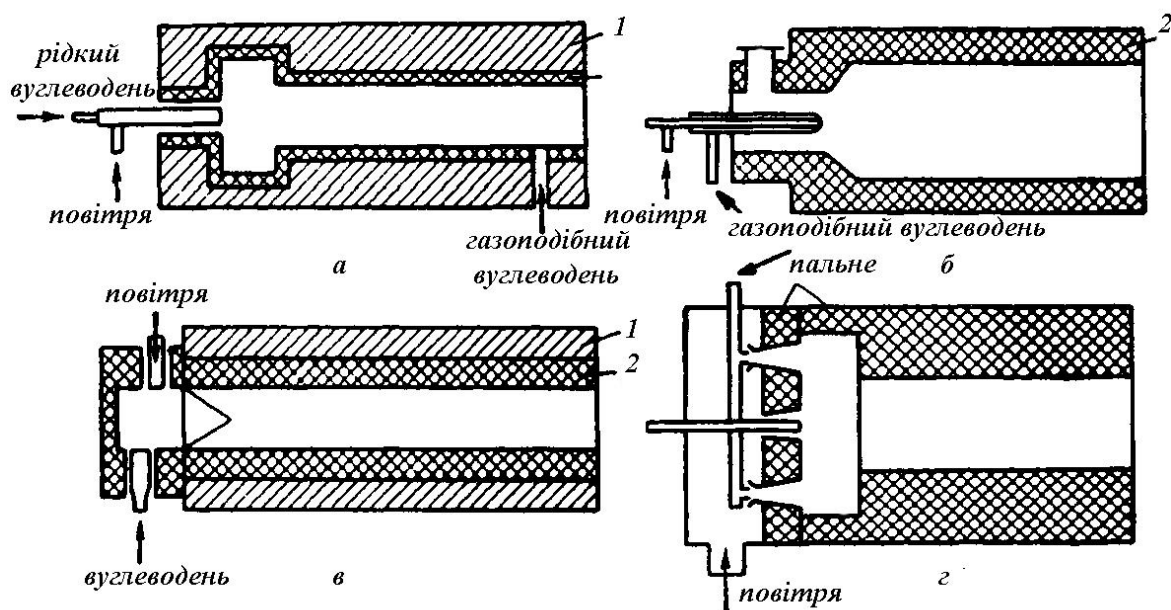


Рисунок 7.19 – Типи реакторів-пальників для виробництва сажі:

1 – ізоляція; 2 – вогнетривкий матеріал

Сажа, що утворюється, разом із реакційними газами спрямовується на фільтри відділення твердих частинок від газоподібних продуктів згорання.

Реактори для виробництва ацетилену шляхом парціального окиснення метану киснем. Ацетилен утворюється з метану внаслідок ендотермічної реакції з одночасним розкладанням метану. Процес одержання ацетилену повинен бути швидкоплинним, оскільки в протилежному разі може початися реакція горіння ацетилену. Саме тому цю реакцію доцільно проводити в апаратах-пальниках. Вуглеводна газова суміш, змішана з киснем, із великою швидкістю проходить через пальники певних розмірів і загоряється в камері згорання. Частина метану, згоряючи, дає значну кількість теплоти, необхідної для швидкого підвищення температури (1 300–1 500 °С, за цієї температури ступінь перетворення буде оптимальним) вуглеводнів, що залишилися. Потім за допомогою зрошення холодною водою створюється так звана заморожена рівновага, завдяки якій досягається необхідна продуктивність.

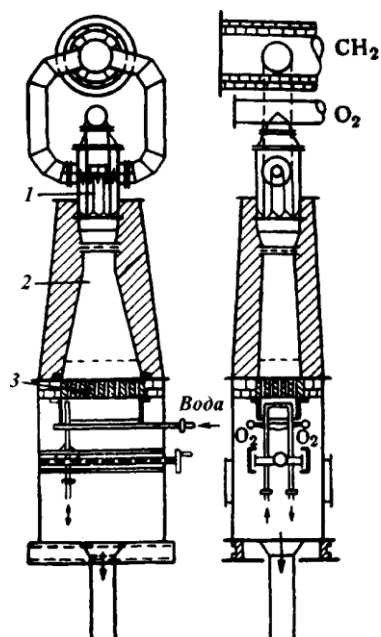


Рисунок 7.20 – Реактор типу Саксі для парціального окиснення метану киснем до ацетилену

Для проведення описаного вище процесу застосовують *реактор типу Саксі* (рис. 7.20), який складається з камери змішування, що може мати різну форму дифузора, блока металевого або керамічного пальника та камери згоряння. У камері змішування 1 гази повинні за граничнокороткий термін утворити однорідну суміш. Завершується ця операція в дифузори 2. Блок пальника 3 охолоджується водою. Блок перфорований каналами, через які з великою швидкістю проходять гази. Під камерою згоряння полум'я різко охолоджується до 80 °С, після цього гази з реактора надходять до установки відділення сажі, концентрування та очищення ацетилену.

У *реакторі Гриненко* для парціального окиснення метану киснем до ацетилену (рис. 7.21) одержують ацетилен шляхом часткового з'єднання метану з киснем у потоці великої турбулентності. Суміш метану з киснем, підігріта до 400 °С у підігрівнику 1, виходить із сопла 3 із великою швидкістю, загоряється та надходить до камери згоряння 5, де відбувається горіння в турбулентному потоці. Полум'я встановлюється шляхом бічного введення додаткової кількості кисню, нагрітого до 750–800 °С спалюванням невеликої кількості метану з киснем у спеціальному пальнику 2. Кисень, необхідний для стабілізації по-

лум'я, становить 5–10 % від загальної витрати.

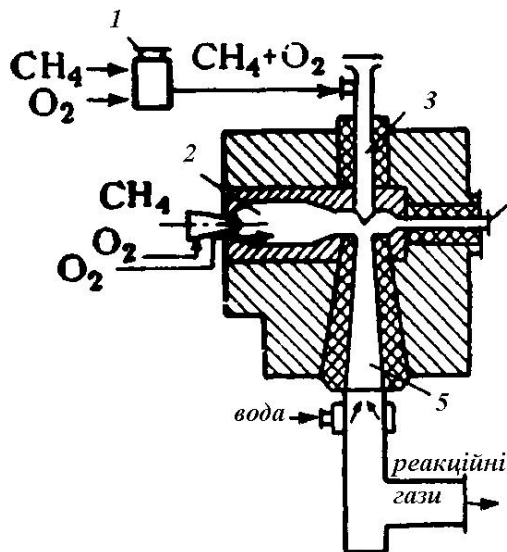


Рисунок 7.21 – Реактор Гриненко:

1 – підігрівник; 2 – метано-кисневий пальник; 3 – сопло;

4 – оглядове вікно; 5 – камера згоряння

В іншому варіанті реактора для парціального окиснення метану киснем під тиском метан і кисень ( $400\text{ }^{\circ}\text{C}$  за тиску  $0,4\text{ МПа}$ ) після змішування в камері 1 проходять через розподільник 2 і потрапляють до камери згоряння 5, в якій температура підвищується до  $1\ 500\text{ }^{\circ}\text{C}$ , і відбувається утворення ацетилену та алкєну (рис. 7.22). Вторинний підігрітий вуглеводень відводиться через сопла 4 і 5 до камери згоряння, в якій шляхом крекінгу знову одержують ацетилен та алкєни. Наприкінці процесу гази охолоджуються водою до  $130\text{--}140\text{ }^{\circ}\text{C}$  та виходять із реактора.



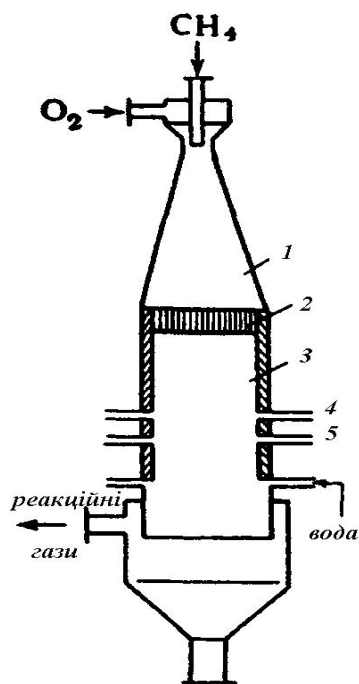


Рисунок 7.22 – Схема реактора парціального окиснення метану киснем під тиском

Одержання синтез-газу складається з двох стадій: екзотермічної реакції згоряння метану в кисні та взаємодії цих продуктів із метаном, що залишився, за ендотермічною реакцією.

Реакційна камера 2 для проведення процесу в гомогенній фазі встановлюється збоку від розділеної на частини печі 1 (рис. 7.23). Кисень вдувають через сопло, надаючи йому обертального руху. Метан, що входить, нагрітий до 650 °С.

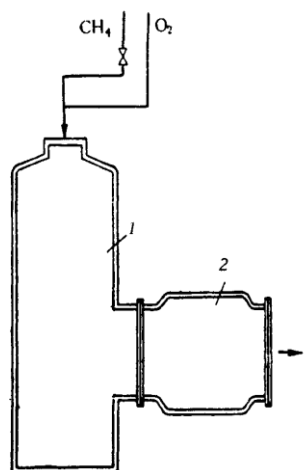


Рисунок 7.23 – Схема реактора виробництва синтез-газу

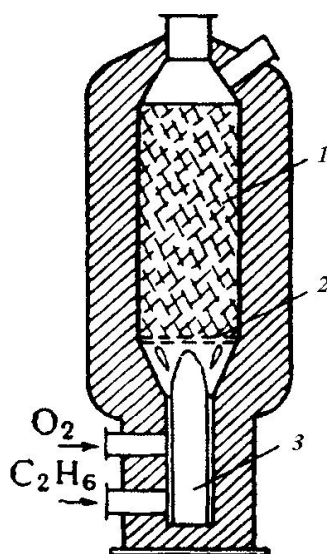


Рисунок 7.24 – Схема реактора синтезу етилену:

1 – реакційна камера; 2 – ґрати; 3 – камера змішування

*Реактор синтезу етилену з етану та кисню.* Під час проведення більшості реакцій у полум'ї важко підтримувати його стійким. У вільному просторі стійке полум'я можна одержати в тому разі, якщо проводити реакцію в реакційному обсязі з вогнетривкою насадкою. У реакторі для парціального окиснення етану в етилен реагенти гомогенізуються в камері змішування 3 невеликого об'єму, потім проходять через ґрати 2, що мають симетричні отвори по всій поверхні, й потрапляють у реакційний простір 1, заповнений насадкою з порцелянових куль (рис. 7.24). Кисень та етан підігріваються окремо до температури 600 °С, а потім змішуються. У реакційному просторі частина етану згоряє до оксиду вуглецю та водню, а теплота, що утворилася, використовується для ендотермічної реакції розпаду етану на етилен і водень.

*Реактори синтезу соляної кислоти.* Хлор бурхливо реагує з воднем за реакцією  $\text{H}_2 + \text{Cl}_2 = 2\text{HCl}$ , що стає можливим за температури 500 °С, якщо реагенти добре висушені. Реактор для синтезу соляної кислоти складається з пальника 5, реакційної камери 2, камери охолодження газів, що утворилися, та регулятора тиску 1 (рис. 7.25 а). Пальник (рис. 7.25 б) – це кварцова труба 1 із закритим кінцем, що має похилі отвори для подачі хлору. Зовні цієї труби циркулює

водень. Гази згорають, утворюючи полум'я в отворі зовнішньої труби. Охолодження газів відбувається шляхом природної конвекції на поверхні реактора.

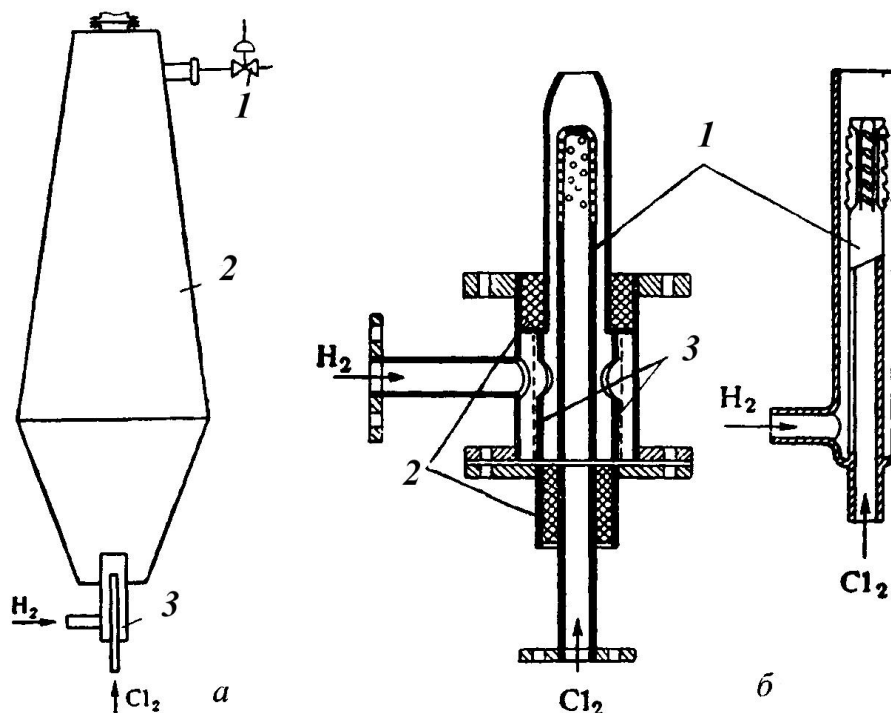


Рисунок 7.25 – Схеми реакторів синтезу соляної кислоти та пальників:

1 – кварцові труби; 2 – азбест; 3 – сита

*Реактор для автотермічного розкладання ацетилену на сажу та водень* (рис. 7.26). Реактор повністю виготовлено з металу. Реактор 1 – сталева трубка з охолоджуваними стінками – у верхній частині з каліброваним соплом, через яке надходить ацетилен. Реакція екзотермічна. Запалення суміші відбувається в електричному полі, потім реакція проходить автотермічно з виділенням великої кількості теплоти. Температура при цьому досягає 2 550 °С. Відразу після початку реакції навколо шару газу утворюється прохідний кільцевий канал, на «стінках» якого осідає сажа, що утворює кільце-ізолятор із внутрішньою розпеченою поверхнею. За час проходження ацетиленом реакційного простору він майже повністю розкладається.

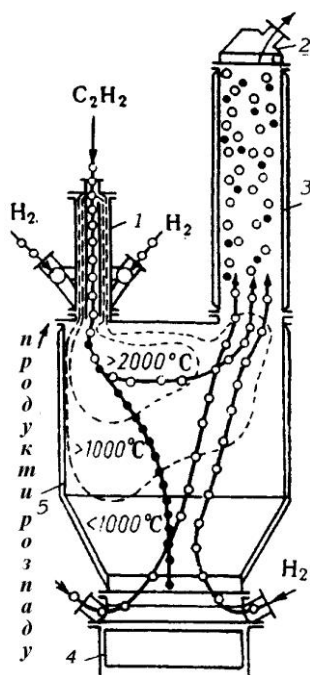


Рисунок 7.26 – Схема для автотермічної дисоціації ацетилену:

- 1 – реактор; 2 – трубопровід попереднього сепаратора сажі; 3 – холодильник;  
 4 – вальці, що охолоджуються водою;  
 5 – сепаратор на вході продуктів розкладання

Для охолодження продуктів реакції на виході з реактора вводять 1 500 м<sup>3</sup>/год водню за 50 °С, який дифузиею в потоці газу та прямого обміну потоків у попередньому сепараторі створює нестійке полум'я. Водень із зони реакції та водень, що вводиться для охолодження, разом із сажею проходить через поверхневий зрошувач, унаслідок чого відбувається виділення сажі.

*Реактори термічного хлорування метану.* Для одержання хлористих похідних метану (від хлористого метилу до чотирьохлористого вуглецю) використовується реакція хлорування метану за температури 390–450 °С. У промислових умовах хлорування в гомогенній газовій фазі проводять за надлишку метану. Після відділення хлористих похідних здійснюють рециркуляцію метану.

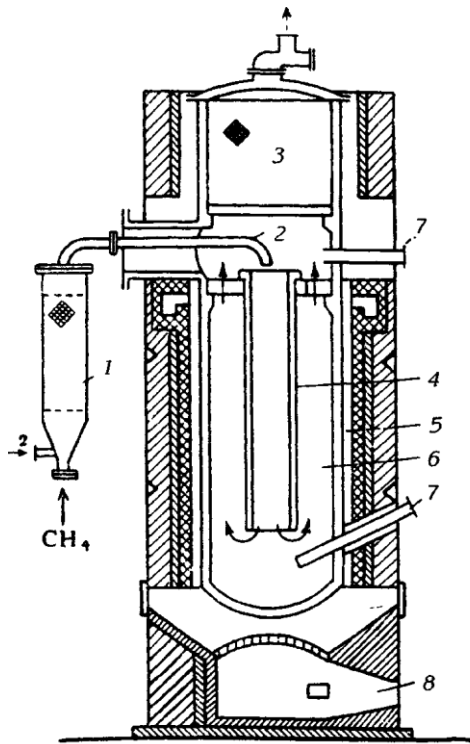


Рисунок 7.27 – Реактор хлорування метану: 1 – змішувач; 2 – нікелевий трубопровід; 3 – насадка з кілець Рашига; 4 – центральна керамічна труба; 5 – сталевий циліндр; 6 – реакційна камера; 7 – гільзи для пірометра; 8 – топка

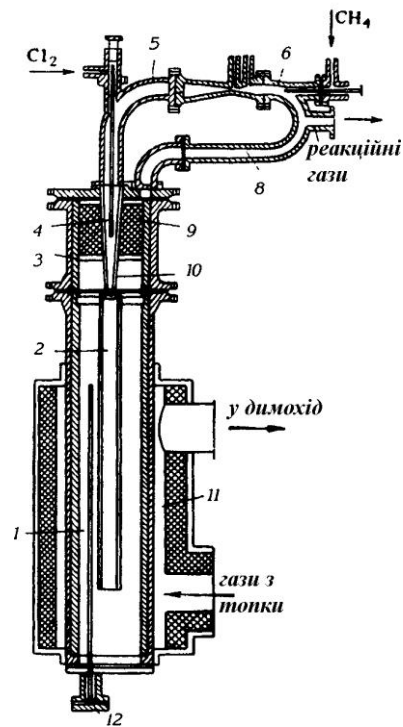


Рисунок 7.28 – Реактор хлорування метану: 1 – секція хлорування; 2 – труба для подачі суміші газів у реакційну зону; 3 – ізоляція; 4, 6, 10 – ежектори; 5, 7, 8 – трубопроводи; 9 – кільця Рашига; 11 – сорочка; 12 – нікелевий тримач

Реактор для хлорування метану (рис. 7.27) являє собою циліндричний корпус, дно якого зроблене з ніхрому, тому що нагрівання відбувається зовні безпосередньо гарячим газом під час занурення в інший апарат. Метан переміщується з хлором у змішувачі 1, по трубопроводу 2 гази направляються в реактор і надходять у центральну керамічну трубу 4, що відіграє роль нагрівача, який одержує теплоту з реакційної камери 6. Далі гази проходять через насадку з кілець Рашига 3, які служать фільтром для сажі, що утворюється під час вторинних реакцій.

Інша конструкція реактора для хлорування метану показана на

рис. 7.28. Основною частиною реактора є секція хлорування 1, що має форму циліндра і виготовлена із чавуну, облицьованого шаром антикислотного цементу. Всередині цієї секції розміщена труба 2 для подачі суміші газів до реакційної зони. Одна частина реакційних газів іде по трубопроводу 7 на перероблення, інша – рециркулює до ежектора 6. Хлор і суміш газів, що проходить через трубопровід 5, гомогенізується ежектором 4 перед тим, як пройти через трубу 2. Третя часткова гомогенізація газів, спрямованих до труби 2, з реакційними газами здійснюється ежектором 10. Для пуску реактор має сорочку, що обігрівається гарячим газом.

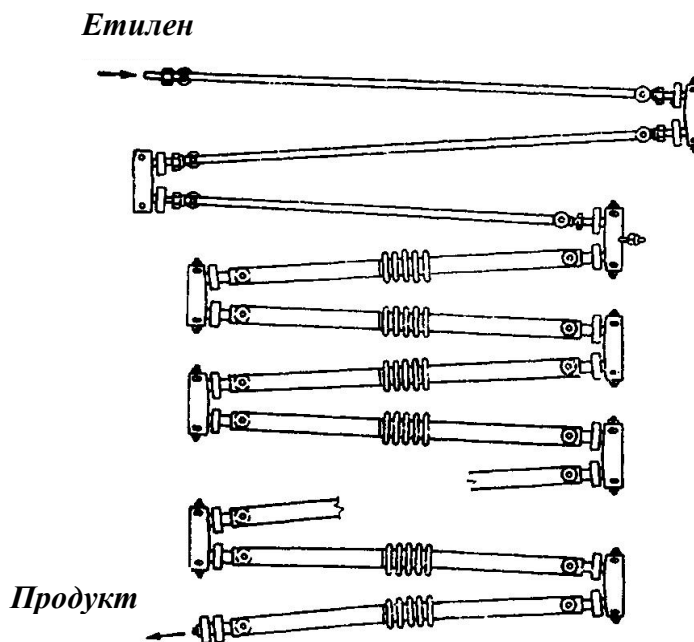


Рисунок 7.29 – Трубчастий реактор для полімеризації етилену

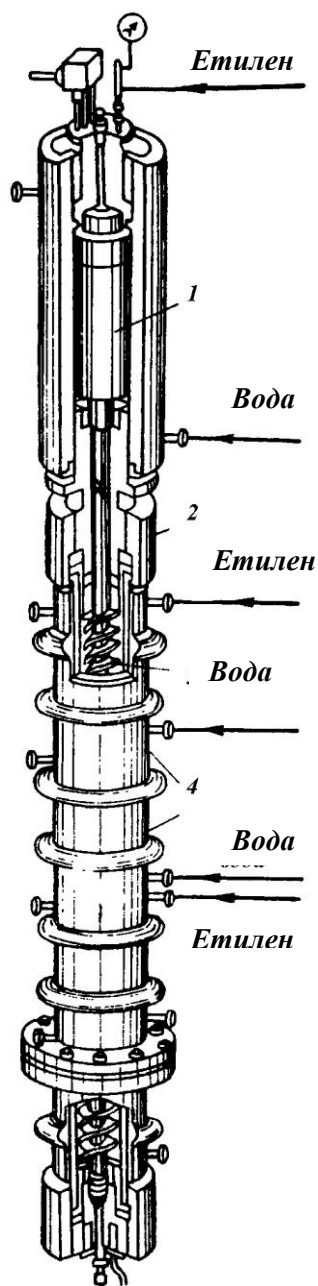


Рисунок 7.30 – Реактор із перемішуванням для полімеризації етилену:

1 – екранований електропровід; 2 – корпус; 3 – гвинтова мішалка;

4 – охолоджувальні сорочки

*Реактори полімеризації етилену за високого тиску.* Одержання поліетилену з великою молекулярною масою (більше ніж 20 000) відбувається за температури 180–200 °С та тиску 100 МПа. За цих умов частина етилену полімеризується шляхом уведення ініціатора – пероксиду або кисню. Етилен, що не полімеризувався, промивають, очищають і знову вводять у цикл. Для проведення

такого процесу в промисловості використовують два типи реакторів. *Трубчастий реактор із повним витисненням* складається з великої кількості труб, з'єднаних колінчастими переходами (рис. 7.29). Кожна труба постачена сорочкою, через яку циркулює тепловий агент. Таким чином, реактор є теплообмінником типу «труба в трубі». Перші секції реактора нагріваються паром до 160–170 °С, щоб реагенти досягли температури реакції. Інші секції охолоджуються та поглинають теплоту реакції. Режим потоку в реакторі турбулентний. Поліетилен, що утворює, віддаляється з розчиненим у ньому етиленом, тиск знижують до атмосферного та продукт гранулюють.

*Реактор із перемішуванням* має всередині гвинтову мішалку (рис. 7.30). Перемішування дозволяє досягати великого ступеня перетворення. Реакція полімеризації – екзотермічна, з відведенням теплоти частково через сорочку, а частково – безпосередньо з продуктами реакції (реактор діє в автотермічному режимі).

### 7.2.2. Реактори проведення ендотермічних процесів

Під час виробництва етилену та пропилену з пропану або бензину використовується трубчастий реактор із повним витисненням і програмованим тепловим режимом (рис. 7.31). Реактор – це змієвик 2, більша довжина якого поміщена всередині печі 1 із двома зонами: конвекційною та радіаційною. Печі, що використовуються, одержали назву градієнтних печей. Вони мають пальники з коротким полум'ям, що працюють із невеликим надлишком повітря.

В адіабатичних реакторах із циркуляцією теплового агента в суміші з реагентом як тепловий агент можуть бути використані газ або тверде тіло. Тому такі реакційні апарати мають різну конструкцію.

Відомі дві основні конструкції реакторів, що використовують як тепловий агент газ. У трубчастому реакторі для крекінгу вуглеводнів парою, реагент (вуглеводень) підігрівають у трубчастій печі до температури 600–690 °С, а пар – до температури 930–950 °С окремо один від одного, після чого вводять у реактор знизу (із тиском 24 МПа). Реактором є ізольована труба великої довжини з



об'ємом, що забезпечує час контакту 1 с. Гази з більшим вмістом водню надходять у верхню частину камери згоряння та утворюють із киснем первинну пару. Для регулювання температурного режиму до камери згоряння вводиться додаткова кількість пари. До цієї групи реакційних апаратів належить також реактор, зображений на рис. 7.32. Горючі гази з великою швидкістю проходять через зону змішування 3, до якої вводиться вуглеводень (пропан або бензин) із невеликою кількістю пари. Після цього суміш потрапляє до реакційної зони 4, в якій утворюються ацетилен та етилен.

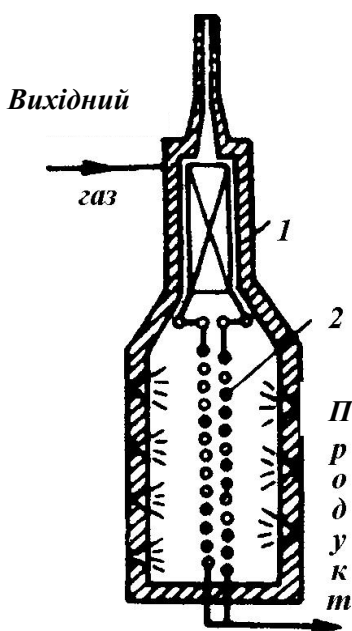


Рисунок 7.31 – Трубчастий реактор виробництва етилену

Існує багато різних реакторів, у яких кількість теплоти, необхідна для проведення ендотермічної реакції крекінгу вуглеводнів, постачається твердим тепловим агентом, що циркулює в суміші з реагентом. У реакторі зі зваженим шаром спеціально гранульованого кварцового піску реагент нагрівається в підігрівнику 5, змішується з парою та надходить до нижньої частини реактора 3 (рис. 7.33). До верхньої частини реактора вводиться кварцовий пісок, нагрітий до 760–900 °С. Пісок, що надходить на циркуляцію, нагрівають спалюванням рідкого палива в трубопроводі пневмотранспорту 4. В інших реакторах використовують шар твердого теплового агента, що падає (порошкоподібного або кулеподібного) у перехресному або паралельному потоці з реагентом.

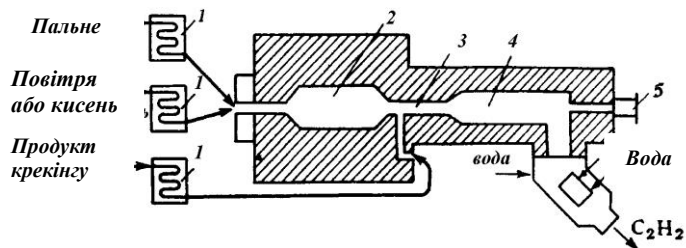


Рисунок 7.32 – Схема реактора виробництва ацетилену за методом Естмана: 1 – підігрівники; 2 – камера згоряння; 3 – зона змішування; 4 – реакційна зона; 5 – оглядове вікно

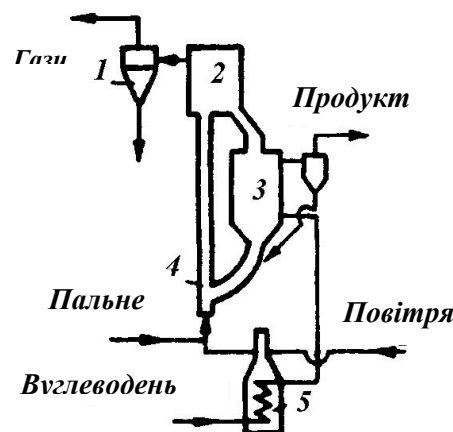


Рисунок 7.33 – Схема реактора зі зваженим шаром піску: 1 – бункер; 2 – циклон; 3 – реактор; 4 – пристрій для пневмотранспорту піску; 5 – підігрівник

*Регенеративний реактор термічного крекінгу метану.* Реактор заповнений керамічною масою, що поперемінно нагрівається та охолоджується метаном, який ендотермічно крекінгується в ацетилен. Між цими основними фазами знаходяться фази видалення та очищення. Реактор (рис. 7.34) складається із циліндричного вертикального корпусу із зовнішньою сорочкою з ніхрому 4, яку охолоджують повітрям для горіння, що в ній підігрівається. Усередині реактор має сорочку з вогнетривкого матеріалу 3 та змішану насадку 5 із тонких пластинок.

При виборі вогнетривкого матеріалу потрібно враховувати, що в процесі перетворення внаслідок чергування двох фаз відбувається періодична зміна тиску всередині реактора. Із цієї причини матеріали не повинні бути пористими.

У період нагрівання метан подають у пальники 2, розміщені по колу у верхній частині апарата. Повітря нагрівається від стінок і потім потрапляє у простір для горіння. Горючі гази віддаляються за допомогою газодувки. Найбільш висока температура досягається у верхній частині реактора та поступово зменшується до його основи. В обох фазах реакції метан проходить протитечійно. Подача метану відбувається через кільцевий розподільний трубопровід.

При виході з реактора продукт охолоджується водою.

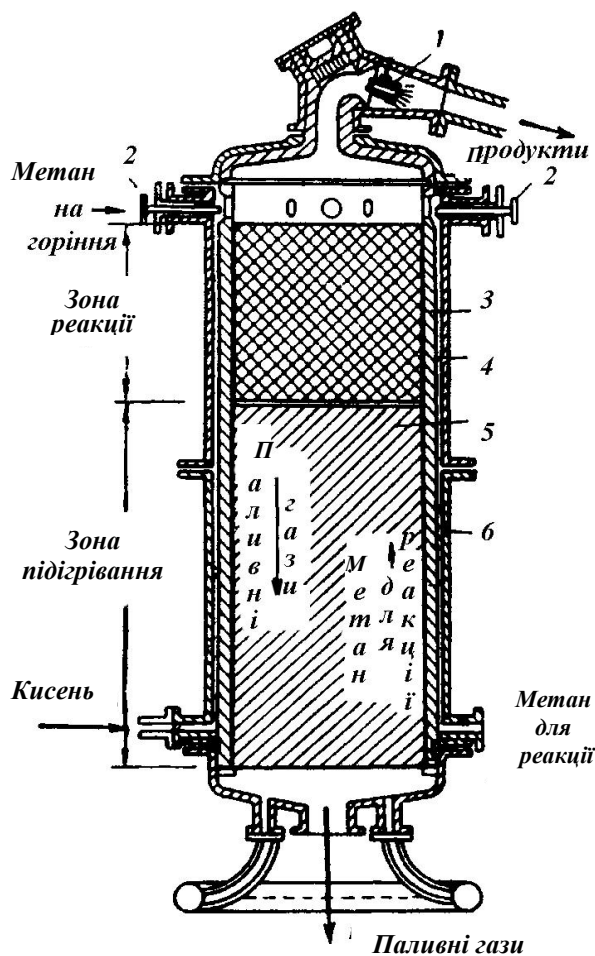


Рисунок 7.34 – Регенеративний реактор термічного крекінгу метану:

1 – сопло охолодження; 2 – пальник для метану; 3 – сорочка з вогнетривкого матеріалу; 4 – корпус, 5 – насадка; 6 – зовнішня сорочка

*Реактор з електричною дугою.* Гази проходять по трубопроводу в розподільник із коловим рухом і по дотичній входять усередину розподільної камери 7 (рис. 7.35). Таким чином, газы надходять у реакційний простір 3, стінки якого виконують функції нижнього електрода. Тут утворюється електрична дуга довжиною від верхнього електрода 2 майже до нижньої частини камери реакційної труби 3. Верхній електрод зроблений із міді та ізольований порцеляною. Під розподільною камерою знаходиться допоміжний електрод, оснащений пневматичним капсулем. Для попередження перегрівання верхній та допоміжний електроди охолоджуються водою. Безпосередньо при виході із зони реакції в реакторі виникає стійка рівновага внаслідок введення води, що охолоджує газы до 150 °С та очищує їх.

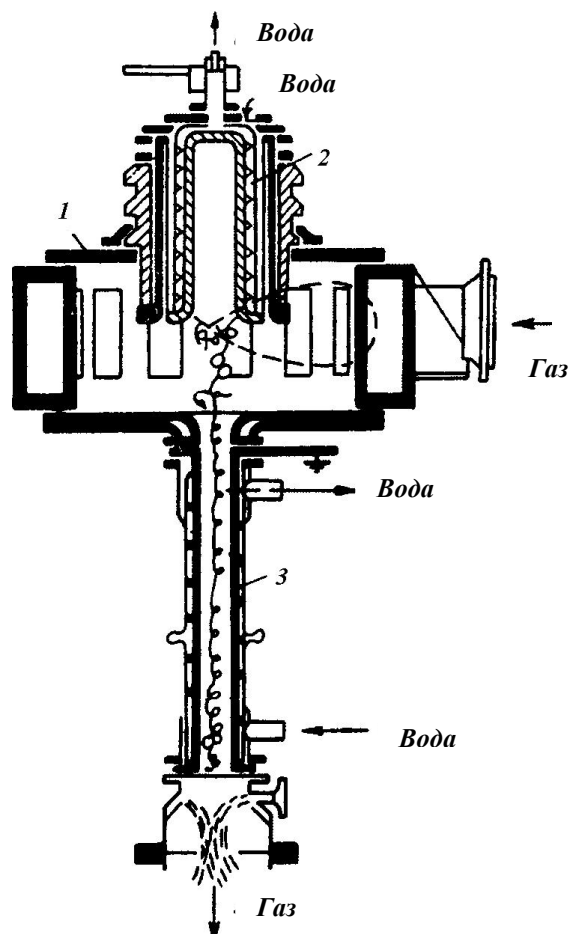


Рисунок 7.35 – Реактор виробництва ацетилену крекінгом в електричній дузі:

1 – розподільна камера; 2 – верхній електрод; 3 – реакційна труба

### 7.3. Конструкції твердофазових хімічних реакторів

*Твердофазові реактори* – пристрої для проведення хімічних перетворень, реагенти яких знаходяться у твердій фазі. Між гомофазовими реакціями в розчинах і газах, з одного боку, і твердофазовими реакціями – з іншого, існують фундаментальні розбіжності. Перші, як правило, відбуваються в гомофазових системах і зводяться до хімічних перетворень індивідуальних молекул, іонів або радикалів. Другі завжди відбуваються в гетерофазових системах, оскільки реагенти та продукти утворюють самостійні фази, що складаються з великої кількості структурно-впорядкованих частинок, якими можуть бути ті самі молекули, іони або радикали. Для газо- та рідинофазових реакцій характерне утворення невеликого набору проміжних продуктів, тоді як будь-яка твердофазова реакція відбувається у вигляді істотно більшого набору проміжних станів, які

енергетично мало відрізняються один від іншого. Ці розбіжності обумовлені кількістю частинок, що беруть участь в елементарному хімічному акті. У першому випадку така кількість обмежена, тоді як у другому внаслідок сильної кооперативної взаємодії атомів (іонів або молекул, що утворюють фази реагентів і продуктів) воно велике. Інакше кажучи, у газо- і рідинофазових системах (у будь-якому разі за інтенсивного перемішування) молекулярні учасники хімічного перетворення поведуться незалежно від поведження однойменних частинок, тоді як у твердофазових системах поведження атомів, молекул або іонів кожного реагента або продукту визначається не лише їх хімічним призначенням (як у першому випадку), а й енергетикою зв'язку з іншими частинками у межах твердих фаз – реагентів. Іншою характерною рисою твердофазових реакцій є їх топохімічний характер, тобто локалізація реакційної зони на поверхні розділу фаз реагентів і продуктів. Найважливіші типи твердофазових реакцій можна виразити рівняннями:

$$R_1 = R_2, \quad (7.1)$$

$$R_1 + R_2 = R_3, \quad (7.2)$$

$$R_1 + R_2 = R_3 + R_4, \quad (7.3)$$

де  $R$  – твердофазовий реагент або продукт.

Прикладом реакцій типу (7.1) є поліморфні перетворення простих і складних речовин, що широко використовуються під час створення неорганічних матеріалів. Так, поліморфне перетворення заліза стало основою для створення нових феросплавів, а структурні зміни вуглецю за надвисоких тисків привели до можливості одержання синтетичних алмазів.

Незалежно від характеру структурних змін, що супроводжує твердофазові перетворення, розрізняють два різновиди перетворень: *енантіотропні* та *монотропні*. Енантіотропними називають зворотні перетворення однієї поліморфної модифікації на іншу за певного тиску та температури. Якщо поліморфне перетворення незворотне й одна з модифікацій термодинамічно-нестабільна в будь-якому температурному інтервалі, то таке перетворення називають монотропним. Перетворення білого олова на сіре – типовий приклад енантіотропного

перетворення. Очевидно, що монотропні модифікації завжди метастабільні, тобто термодинамічно-нестійкі, але кінетично можуть існувати невиразно довго (алмази). Температура монотропних перетворень не є сталою величиною і залежить від способу одержання метастабільних модифікацій і властивих їм дефектів, включаючи домішки. Реакції типу (7.2) широко використовують для синтезу функціональних матеріалів, тобто матеріалів зі специфічними магнітними, електричними, оптичними, теплофізичними властивостями. Типовим прикладом може слугувати синтез ферит-магнітних діелектриків. До того ж реакції типу (7.3) виявляються винятково важливими при експлуатації композитів або гетероструктур. У першому випадку мова йде про взаємодію матриці та наповнювача, а в іншому – про взаємодію плівки з підкладкою, на яку ця плівка наноситься спеціальними методами (наприклад, плазмовим або лазерним напилюванням). В обох випадках реакція типу (7.3) небажана і її намагаються уникнути, використовуючи різноманітні методи, що базуються на правильному виборі «партнерів» або умов експлуатації.

*Активність* твердофазових реагентів залежить не лише від їх хімічної та фазової природи, а й від стану кристалічних ґраток, обумовленого, зокрема, способом готування або обробки реагентів. Зараз не викликає сумнівів, що ці розбіжності в стані кристалічних ґраток пов'язані з утворенням у них різних видів дефектів, які потрібно ретельно контролювати для надання твердофазовому процесу оптимальності.

Розглянуті приклади твердофазових перетворень становлять лише невелику частину процесів, упроваджених у сучасні виробництва одержання конструкційних і функціональних матеріалів. Водночас вони дозволяють зрозуміти характер труднощів, які необхідно щоразу долати, коли виникає завдання одержання нового твердофазового матеріалу зі структурно-чутливими властивостями. За умов сьогодення можна з упевненістю стверджувати, що потреба в таких матеріалах безупинно зростає.

Стан застосовуваних матеріалів також може бути різним: кераміка, монокристали, тонкі плівки, товстоплівкові покриття, що мають проміжні властиво-

сті між властивостями плівок та об'ємними утвореннями. Із погляду функціональних властивостей і призначенням матеріалів можна викласти варіант їх класифікації:

- конструкційні (термостійкі, механічно-міцні, зносостійкі);
- електричні (напівпровідники, діелектрики, п'єзо- та сегнетоелектрики);
- оптичні (прозорі в різних смугах спектра, люмінесцентні, електрохромові);
- магнітні (магнітом'які, магнітожорсткі та ін.);
- каталізатори (CO<sub>2</sub>-лазери та ін.);
- пористі (адсорбенти, теплові труби).

Більшість твердофазових реакцій, зокрема синтез тугоплавких неорганічних сполук, зазвичай проводять у конденсованій фазі в печах різних типів. Взаємодія вихідних компонентів за таких умов пов'язана з певними труднощами макрокінетичного характеру, тому що реагенти в процесі реакції розділяються плівкою продукту, що має за цих температур більший дифузійний опір. З одного боку, вибір температури та тривалості проведення випалу обумовлений необхідністю досить повного синтезу цільового продукту, а з іншого – потрібно по можливості не допустити його значного спікання на цій стадії.

Утворення тугоплавких сполук здебільшого можна віднести до категорії реакцій горіння, що, як відомо, мають ряд особливостей. Одна з них – можливість пербігу реакції у вузькій зоні, що переміщається по речовині за рахунок теплопередачі. Ця реакція одержала назву самостійно поширюваного високо-температурного синтезу (СПВС).

### *7.3.1. Реактори простого твердофазового синтезу*

Для проведення простого твердофазового синтезу та більшості СПВС-процесів застосовують камерні печі періодичної дії, тунельні та обертові печі безперервної дії. Як нагрівальні елементи застосовують металеві сплави високого опору, карбід-кремнієві, дисиліцидмолібденові та інші нагрівачі. На

сьогодні як твердофазові реактори широко впроваджують апарати шахтного типу. Шахтна піч для виробництва кальцинованої соди – це шахта циліндричної форми із внутрішнім діаметром 4,5 м та висотою до 17 м (рис. 7.36). Шахту викладено звичайною та футеровано вогнетривкою цеглою.

Для синтезу, крім конвекційного підведення тепла, також можуть використовуватись інші види енергетичного впливу: індукційне нагрівання, радіаційно-термічний синтез, лазерний, електродуговий тощо. СПВС-процеси часто здійснюють у бомбах постійного тиску (рис. 7.37) і криогенних герметичних реакторах (рис. 7.38).

Для прискорення твердофазових реакцій використовують фізичні методи, серед яких – метод механічної активації, що полягає в проведенні твердофазових реакцій у подрібнювачах різного типу. У процесі спільної механічного оброблення твердих сумішей відбуваються подрібнення та пластична деформація речовин. При цьому прискорюються процеси масоперенесення та відбувається ефективно змішування компонентів, що й забезпечує прискорення хімічної взаємодії між твердими реагентами.

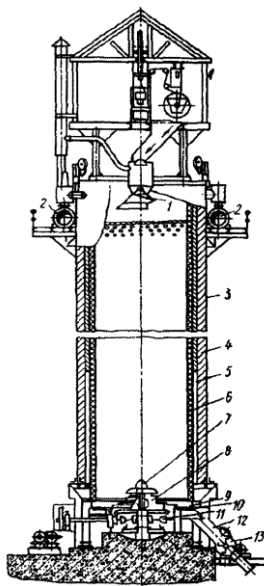
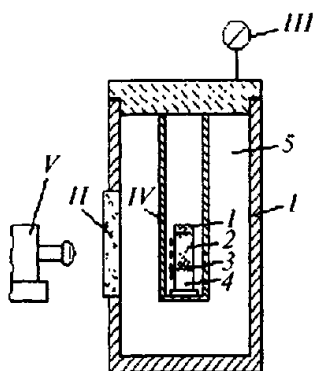


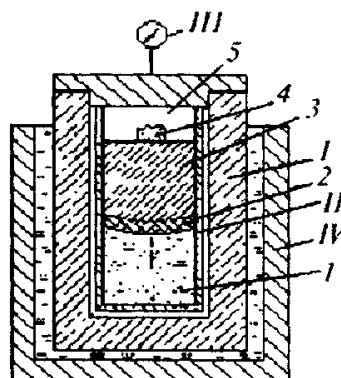
Рисунок 7.36 – Шахтна піч з обертним подом:

1 – завантажувальний пристрій; 2 – труба для виходу газів; 3 – циліндрична шахта; 4 – сталевий кожух; 5 – теплоізоляція; 6 – вогнетривкий шар; 7 – ковпак; 8 – обертний під; 9 – нерухомий стіл; 10 – конвеєр; 11 – знижувальне передавання; 12 – течія; 13 – лопатевий живильник





Рисуюнок 7.37 – Схема бомби постійного тиску: I – корпус; II – оглядове вікно; III – манометр; IV – зразок; V – фотореєстратор швидкості горіння; 1 – запальник; 2 – продукт горіння; 3 – зона реакції під час горіння; 4 – незгоріла частина зразка; 5 – об'єм з аргоном (або азотом)



Рисуюнок 7.38 – Схема криогенного реактора: I – корпус; II – стакан; III – манометр; IV – сосуд Дьюара; 1 – суміш метал – рідкий азот; 2 – зона перетворення; 3 – продукт горіння (нітрид); 4 – запальник; 5 – надлишковий азот

Існують різні варіанти застосування методу механічної активації для прискорення твердофазових реакцій. За одним із них твердофазова реакція відбувається безпосередньо в момент механічного оброблення (механіко-хімічна реакція), а за іншим – перед термічним обробленням проводиться попередня механічна активація реагентів або їх сумішей.

Інший механіко-хімічний процес – механічне легування. Це унікальний процес виробництва сполук різнорідних складових у формі порошку. Він полягає у змішуванні елементів або основних складових сплавів (лігатур) у порошкоподібному стані, а також, за доцільності, з необхідною дисперсною фазою. Продуктом процесу є композиційний порошок, що складається з однорідної гомогенної суміші всіх компонентів.

Апарати для механічної активації, також називаються механічними реакторами, що представлені здебільшого різними видами кульових, відцентрових, дискових, роликівих та інших млинів.

## 7.4. Конструкції хімічних реакторів системи газ – рідина

Залежно від способу формування міжфазової поверхні реактори можна розділити на три основні групи:

- барботажні, у яких поверхня контакту фаз утворюється під час введення газу через газорозподільні пристрої (барботери) у шар рідини;
- із механічним диспергуванням газу, у яких газ, що вводиться до апарата через барботер, диспергується в рідині різними перемішувальними пристроями;
- плівкові, у яких контакт газу здійснюється з рідиною, що перебуває зазвичай у вигляді плівки на стінках апарата.

### 7.4.1. Барботажні колонні апарати

Ці колонні апарати звичайно виконують у вигляді вертикальних циліндричних місткостей, у придонній частині яких розміщені розподільники газового потоку – барботери 2 (рис. 7.39).

Колони можуть бути пустотілими або секційними з горизонтальними перегородками 3, що слугують проміжними газовими розподільниками та зменшують поздовжню циркуляцію рідини. Теплообмінними пристроями є змійовики, розміщені всередині, або самі стінки апарата, що за такого конструкторського рішення, укладаються до сорочки.

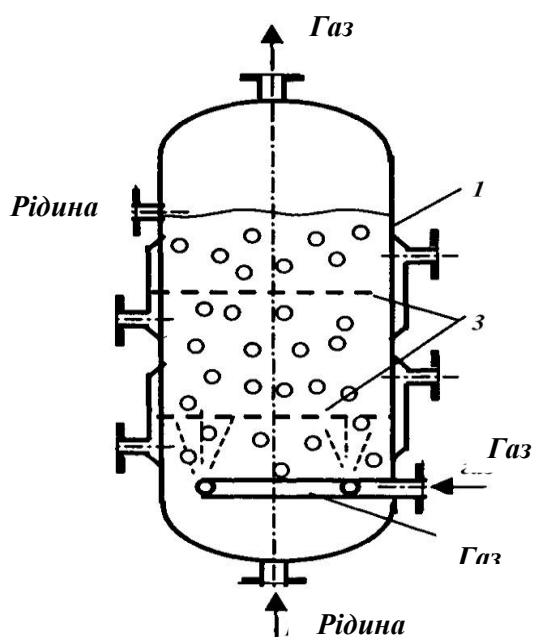


Рисунок 7.39 – Схема барботажного колонного апарата

Простота конструкції барботажних колон дозволяє проектувати їх на більші об'єми, допускає встановлення антикорозійного футерування, забезпечує високу надійність під час експлуатації.

Характерною рисою експлуатації барботажних колон є неорганізована та слабка циркуляція рідини, тому під час аналізу гідродинаміки таких апаратів, як правило, вважають, що газ барботує через рідину, яка не має спрямованого руху. Слабка циркуляція не дозволяє обробляти в барботажній колоні неоднорідні рідкі системи (суспензії, емульсії) з великою різницею густин фаз.

Пропускна здатність барботажної колони по газовому потоку, лімітується його швидкістю (у даному випадку – об'ємною витратою щодо площі вільного перерізу) близько 0,1 м/с. За більш високих швидкостях газу утворюються занадто великі пухирці, виникають пульсації, що спричиняють значні коливання тиску та вібрацію. З погляду проектування для його спрощення барботажні колони, не розділені на секції горизонтальними перегородками, зазвичай відносять до апаратів ідеального змішування за рідкою фазою та до типу витіснення за газовою. Під час секціонування кожна секція розглядається як апарат ідеального змішування. Пустотілі колони найбільш доцільно використовувати для реакцій, тривалих за часом, і супроводжуються малим тепловим ефектом.

Крім порожніх барботажних колон у хімічній промисловості використовуються колони, заповнені насадкою. За конструкцією вони практично не відрізняються від абсорбційних і ректифікаційних насадкових колон. Насадка звичайно виконується з керамічних кілець. Як насадку можна також застосовувати гранульований каталізатор, що дозволяє збільшити площу поверхні контакту фаз у системі газ – рідина і тим самим інтенсифікувати процес масоперенесення.

*Барботажні колони із затопленою насадкою* застосовують для здійснення хімічних перетворень як у дифузійному, так і в кінетичному режимі. Якщо гранули каталізатора не занадто великі або насадкою є собою порожні кулі зі середньою густиною, що майже не відрізняється від густини рідини, то під час

висхідного руху газорідинної суміші можна здійснити зважування насадкових тіл. При цьому поліпшується перенесення тепла в радіальному напрямку, що сприяє відведенню реакційної теплоти з усього об'єму апарата.

Реактори з насадкою у вигляді гранульованого каталізатора останніми роками застосовуються в ряді каталітичних газорідинних процесів. Такі апарати виконують у вигляді барботажних колон *1* (рис. 7.40), весь об'єм каталізатора в яких розділений на шари *3*. Кожний шар покладений на газорозподільні ґрати із сіткою, а зверху підгорнуто пружинами іншою сіткою. Простір між шарами сприяє перерозподілу газової фази та додатковому введенню газу або сировини (якщо це необхідно) та за потреби в ньому можуть бути розміщені теплообмінні елементи *2*.

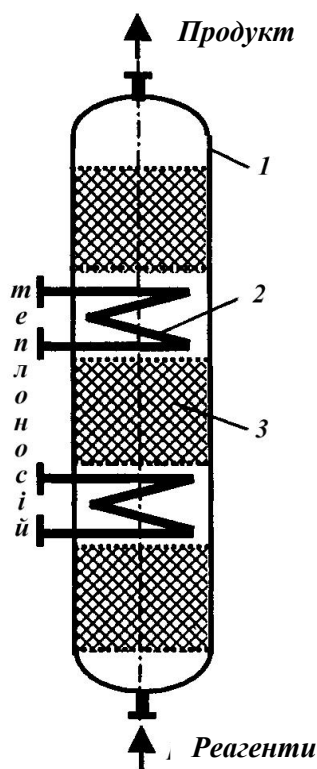


Рисунок 7.40 – Схема барботажного колонного реактора із зернистим каталізатором

Час безперервної роботи реактора обмежений терміном служби каталізатора. Істотним недоліком є також великий опір апарата, що становить 2,5–105 Па на 1 м висоти шару. Цей опір може сильно зростати за рахунок обсмолення каталізатора та закупорювання поміжзернових каналів. За більш сприят-

ливих умов, із цієї точки зору, працюють апарати із суспендованим каталізатором, який можна безупинно оновляти, не припиняючи процесу.

*Барботажні газліфтні апарати* відрізняються від барботажних колон тим, що всередині корпусу 1 встановлюються одна або декілька барботажних труб 3, у які за допомогою розподільника газового потоку 2 вводиться газ (рис. 7.41).

Під час подачі газу до затопленого рідиною апарата, у барботажних трубах утворюється газорідинна суміш, густина якої менша, ніж в однорідній рідині в циркуляційній зоні (на рис. 7.41 – у міжтрубному просторі), внаслідок чого в апараті виникає циркуляція рідини із висхідним потоком суміші всередині циркуляційної труби та низхідним потоком у зазорі між корпусом і циркуляційною трубою. Конструкційне виконання газліфтних апаратів може бути різним, але незалежно від конструкції в основу їх роботи покладений принцип циркуляційного контуру, що складається з висхідного газорідинного потоку та низхідного потоку рідини з невеликою кількістю захоплених нею газових пухирців.

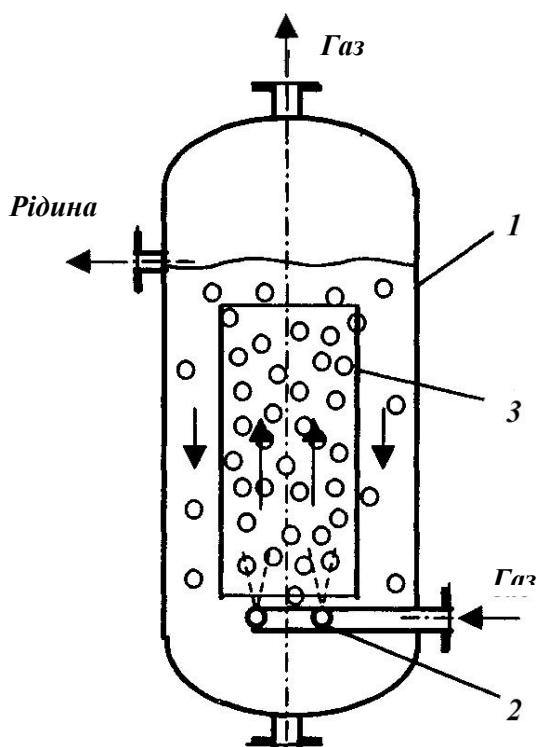


Рисунок 7.41 – Схема барботажного газліфтного апарата

Максимальна швидкість газу в циркуляційному контурі, що визначає продуктивність апарата за газовою фазою, становить 2 м/с (у перерахуванні на вільний переріз кожуха апарата – до 1 м/с). Швидкість циркулюючої рідини може досягати 1–2 м/с, що дозволяє обробляти в газліфтних апаратах неоднорідні рідкі системи з великою різницею густин суцільної та дисперсної фаз.

Прагнення збільшити питому (віднесену до одиниці об'єму) площу поверхні теплообміну привело до створення конструкцій багатотрубних газліфтних апаратів. Найбільш удалими з них є пристрої, в яких *барботажні та циркуляційні труби об'єднані до загального кожуха*.

Апарат, поданий на рис. 7.42, виконаний у вигляді трубчастого теплообмінника, вкладаєного в корпус 1. Закріплені в ґратах труби поділяють на барботажні 2 та циркуляційні 3. Нижні кінці всіх труб виведені під трубні ґрати на довжину  $(4,5-5) d$ , де  $d$  – внутрішній діаметр труб.

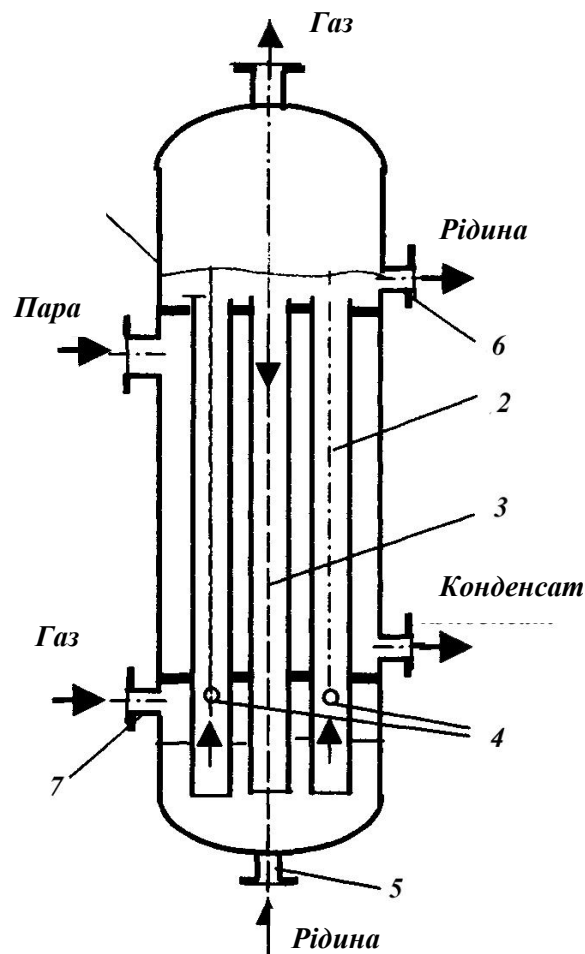


Рисунок 7.42 – Схема барботажного газліфтного апарата

У стінках кінців барботаєжних труб, що виступають, на відстані  $4d$  від нижнього зрізу, просвердлені отвори  $4$ , розміщені на одному рівні. Діаметр і кількість отворів в одній трубі обирають, виходячи з умов роботи розподільника газової фази.

Рідина вводиться в апарат через штуцер  $5$  і, заповнивши трубний простір, зливається через штуцер  $6$ . При подаванні до апарата газу через штуцер  $7$  під нижніми трубними ґратами утворюється газовий шар, що відтискає рідину вниз доти, поки не відкриються отвори  $4$  і газ не піде через них у барботаєжні труби. Розрахункова висота до газового шару (від осі отворів до рівня рідини) визначається опором односторонньо затоплених отворів, що здебільшого залежить від швидкості газу, який проходить через них. Міжтрубний простір апарата застосовується для подачі теплоносія.

У *барботаєжних апаратах із механічним перемішуванням* рідини внаслідок розвиненої турбулентності досягається найбільш тонке диспергування газової фази, яка за високого вмісту створює більшу площу поверхні контакту фаз. Завдяки цьому апарати з механічним диспергуванням газу широко впроваджені у промисловість. Досвід експлуатації як газорідинних хімічних реакторів, так і ферментаторів показав, що апарати з механічним перемішуванням газу в рідині доцільно виконувати з номінальним об'ємом не більше ніж  $100 \text{ м}^3$  за діаметра посудини не більше ніж  $3,6 \text{ м}$ . Пропускна здатність таких апаратів за газовою фазою зазвичай не перевищує  $2\,000 \text{ м}^3/\text{год}$ . Розрізняють апарати з мішалкою (-ами) у вільному об'ємі та з мішалкою в циркуляційному контурі.

Газорідинний апарат із перемішувальними пристроями у вільному об'ємі звичайно виконують у вигляді місткості  $1$  (з еліптичними або плоскими кришками та днищами), яку поміщено до сорочки  $2$  (рис. 7.43).

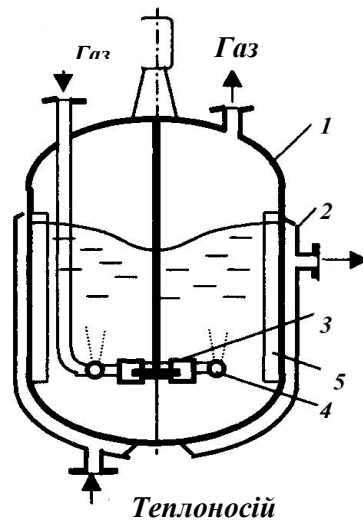


Рисунок 7.43 – Схема барботажного апарата з мішалками у вільному об'ємі

На апаратах з об'ємом меншим ніж  $6,3 \text{ м}^3$  оболонка виконується суцільною, а за більших об'ємів – секційною. Всередині посудини на вертикальному валу закріплені мішалки 3 залежно від висоти апарата. Під нижньою мішалкою (або на одному рівні з нею) розміщують розподільник газової фази (барботер) 4. Уздовж твірної посудини встановлюють три або чотири відбивні перегородки. За об'єму місткістю більше ніж  $16 \text{ м}^3$  до нього можуть бути встановлені додаткові теплообмінні елементи – змійовики.

Розподільник газової фази (барботер) виконують у вигляді горизонтально розміщеного тора або відкритого знизу кільцевого лотка з рівномірно розподіленими та зверненими нагору отворами. За діаметра місткості більше ніж 2 м необхідно встановлювати кілька паралельно працюючих кільцевих лотків.

В апаратах невеликих об'ємів або з малою глибиною заповнення для диспергування газу можуть застосовуватися *турбінні мішалки самостійного всмоктування*. Відмітна риса такої мішалки полягає в тому, що всередині корпусу 1 на прямих лопатях 2 закріплений кільцевий конічний розподільник газової фази 3 із патрубком для підведення газу 4 (рис. 7.44).

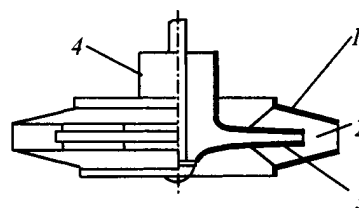


Рисунок 7.44 – Схема турбінної мішалки самостійного всмоктування



Засобами ущільнювального пристрою патрубок з'єднано з нерухомою повітрязабірною трубою, виведеною з апарата назовні. Використання мішалок самостійного всмоктування виключає необхідність примусової подачі газу до апарата. У цьому їх основна перевага. Особливо часто такі мішалки застосовують для підсмоктування в рідину повітря з довкілля в процесах аерування та ферментації. Однак розрідження, створюване такими мішалками, відносно не велике, що обмежує їх застосування.

Барботажні апарати з мішалкою в циркуляційному контурі виконуються у двох конструкційних варіантах: із гвинтовою (пропелерною) мішалкою всередині циркуляційного стакана (рис. 7.45 а) та з відкритою турбінною мішалкою, розміщеною під циркуляційним стаканом (рис. 7.45 б).

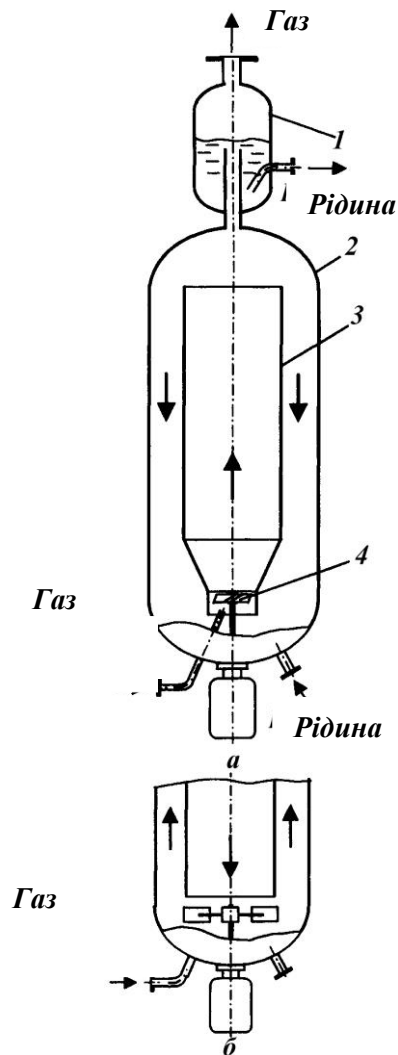


Рисунок 7.45 – Схеми барботажних апаратів:

*а* – із гвинтовою мішалкою; *б* – із турбінною мішалкою

Апарат із гвинтовою мішалкою всередині циркуляційного контуру виконаний у вигляді посудини 2 із відношенням висоти до діаметра  $L/D = 5-10$ . Усередині посудини встановлений циркуляційний стакан 3, діаметр якого розраховується відповідно до рівності площ перерізів стакана та кільцевого зазору, утвореного ним самим та стінками місткості. Нижня частина стакана має зменшений переріз, і в ній розміщена гвинтова мішалка 4, що водночас є осьовим насосом, який спрямовує потік. Практика експлуатації таких апаратів показала, що насос може встановлюватися мішалка з прямими лопатями, які мають кут нахилу  $\alpha = 15-45^\circ$ .

Апарат найбільш ефективно працює за умов повного заповнення об'єму газорідинною сумішшю, тому виведення газу, що не поглинувся, та рідини здійснюється через верхній штуцер, з'єднаний із сепаратором газорідинної суміші 1. Конструкційно апарат із одним циркуляційним стаканом частіше виготовляють об'ємом до 20 м<sup>3</sup>. При установці в одній посудині кількох паралельно працюючих стаканів із перемішувальними пристроями об'єм апарата можна збільшити до 100 м<sup>3</sup>, що дозволяє істотно знизити питому потужність перемішування. Наприклад, в апараті із трьома стаканами вона може бути зменшена на 40 %. Пропускна здатність апарата за газовою фазою визначається граничною швидкістю в циркуляційному стакані, що не повинна перевищувати 0,02 м/с. У протилежному разі можливий зрив роботи мішалки та порушення циркуляції рідини. Стала робота перемішувального пристрою визначається вмістом газу в системі, гранична величина якого становить 0,4, тому апарати з гвинтовою мішалкою в циркуляційному контурі можна застосовувати лише для рідин, що не утворюють стійких пін.

Якщо в реакції беруть участь гази, що можуть утворювати вибухонебезпечні суміші, апарат із циркуляцією газорідинної суміші є одним із найбільш надійних пристроїв. Усередині апарата не утворюється великих об'ємів газів із вибухонебезпечною концентрацією, тому що апарат повністю заповнений газорідинною сумішшю. У верхній частині сепаратора ймовірно небезпечна ситуація може бути усунена за рахунок безперервного продуван-

ня азотом.

Апарат із турбінною мішалкою в циркуляційному контурі конструкційно відрізняється від розглянутого тим, що відкрита турбінна шестилопатева мішалка (рис. 7.45 б) із первинним розподільником газової фази (барботером) розміщена під циркуляційним стаканом.

За результатами випробувань реакторів обох типів найбільш ефективним за показниками процесу масоперенесення речовини з газу до рідини виявився апарат із турбінною мішалкою під циркуляційним стаканом. У ньому досягається краще диспергування газу і він стійко працює за підвищеного вмісту газової фази в системі й навіть на стійких пінах. Однак пропускна здатність щодо газу цього апарата також невелика, він працює стійко лише за швидкостей до 0,1 м/с.

Основним елементом *барботажних апаратів з інжектуванням і диспергуванням газу струменями рідини* є стаціонарний струминний диспергатор (рис. 7.46), в якому рідина подається виносним циркуляційним відцентровим насосом, а газ усмоктується за рахунок інжекційного ефекту або вводиться примусово.

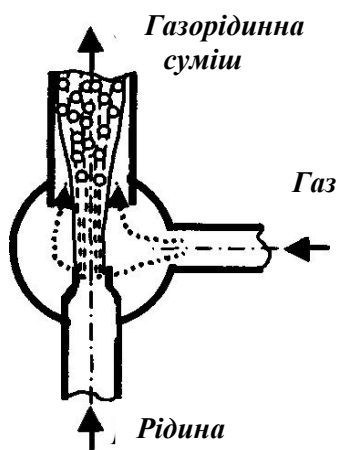


Рисунок 7.46 – Схема струминного диспергатора

Струминний диспергатор можна вмонтувати як у барботажну колону, так і барботажний газліфтний реактор. Якщо реактор працює за тиску, наближеним до атмосферного, то струминний диспергатор може надавати газовому потоку енергію, якої вистачить для проведення барботажу газу.

У розглянутих апаратах об'єм, зайнятий газорідинною сумішшю, можна розділити на дві області. В активній області диспергування газу відбувається за рахунок кінетичної енергії струменя рідини. За високої швидкості в об'ємі активної області пухирці газу можуть досягати 1 мм. Відповідно у цій зоні апарата утвориться система пухирців із великою питомою площею поверхні контакту фаз газ – рідина. З активної області газорідинна суміш перетікає до барботажно́ї, в якій відбувається спливання газових пухирців. У цій зоні основну роль відіграють гравітаційні сили. Тут відбувається збільшення газових пухирців до 2–5 мм (здебільшого за рахунок їх поєднання), а отже, – зменшення питомої площі міжфазової поверхні.

Струминні газорідинні апарати не поступаються за інтенсивністю масо-перенесення системам із механічними мішалками. При цьому вони не містять занурених до рідини рухомих пристроїв і складного привода, що істотно підвищує їх експлуатаційну надійність та ремонтпридатність.

Проведення тепло-, масообмінних процесів у тонкому шарі рідини завжди пов'язане з високою інтенсивністю, малим часом перебування рідини в апараті, низьким опором за газовою фазою та добре розвиненою поверхнею системи газ – рідина.

#### 7.4.2. Плівкові апарати

*Плівкові апарати* застосовуються для проведення хімічних перетворень у системах газ – рідина, якщо реакція проходить швидко, з виділенням (поглинанням) великої кількості теплоти.

За способом організації течії рідини у вигляді плівок розрізняють апарати: зі стічною плівкою, із висхідною плівкою, закрученим газорідинним потоком і плівкою, яку механічно перемішують.

*Апарати зі стічною плівкою.* Їх застосовують процесів, що потребують підведення або відведення великої кількості теплоти, так і перетворень із тепловим ефектом, близьким до нуля.

Для проведення процесів із великим тепловим ефектом використовуються апарати з розвиненою теплообмінною поверхнею. Найбільш досконалою конст-

рукцією є *кожухотрубчастий реакторний апарат* (рис. 7.47). Рідина, що подається на верхні трубні ґрати, рівномірно розподіляється по трубах 2 й у вигляді плівки, утвореній зрошувачем 7, стікає донизу по внутрішній поверхні труб. Газ надходить із нижньої частини апарата разом із рідиною і спрямовується до сепаратора. Якщо проведення процесу вимагає підведення газу, що повинен рухатися протитечійно рідині, то в нижній частині апарата необхідно розмістити газорозподільну тарілку із патрубками.

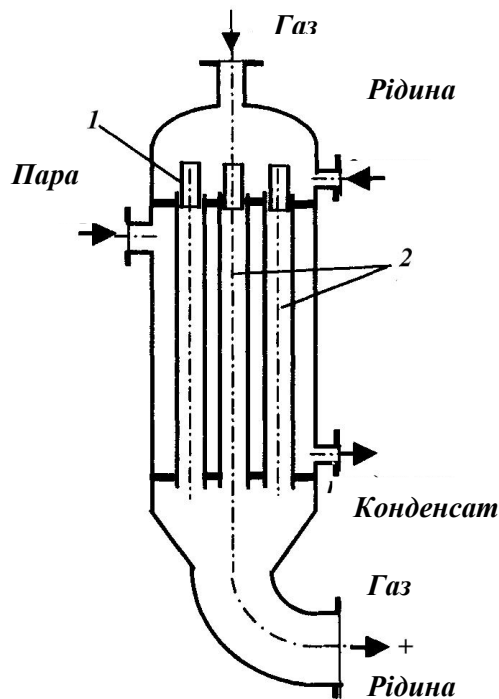


Рисунок 7.47 – Кожухотрубчастий апарат зі стічною плівкою

Для проведення процесів із незначним тепловим ефектом застосовують пластинчасті апарати. Як трубчасті, так і пластинчасті апарати мають розподільний пристрій для рідини та газу, зрошувальні пристрої та сепаратор. Розподільні пристрої необхідні для забезпечення рівномірної роздачі рідини та газу по окремих елементах (трубах, каналах, пластинах). Прагнення поліпшити якість розподілу рідини стало передумовою появи одно-, дво- і навіть триярусних *перерозподільних тарілок* (рис. 7.48 а).

Як правило, підведення рідини до труб здійснюється з *кільцевого колектора* (рис. 7.48 б), розміщеного по контуру трубних ґрат, або за допомогою *одиначного центрального патрубка* (рис. 7.48 г).

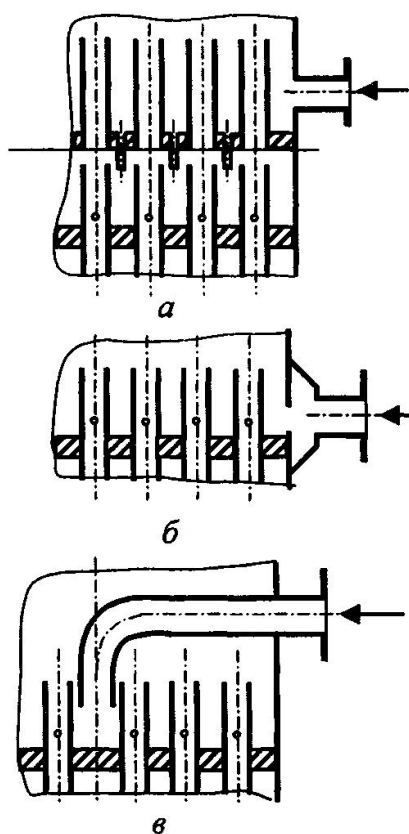


Рисунок 7.48 – Схеми розподільників рідини

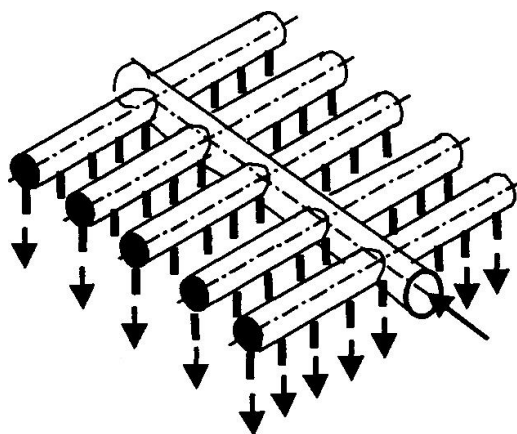


Рисунок 7.49 – Трубчастий розподільник рідини

Такі способи підведення забезпечують рівномірний розподіл рідини по окремих трубах за досить високого його рівня на трубних ґратах.

Розподільний пристрій для газу в апараті зі стічною плівкою необхідний лише під час протитечійного руху фаз. Для трубчастих апаратів його виконують у вигляді тарілки з патрубками.

Для розподілу рідини по каналах й одночасно по ширині пластин пластинчастого апарата можна застосувати *колектор* (рис. 7.49), *виготовлений із труб*. Такий зрошувальний пристрій призначений для розподілу рідини по периметру кожного елемента. Він повинен відповідати таким вимогам: забезпечувати рівномірність зрошення, чинити мінімальний гідравлічний опір потокові газу, мати максимальні розміри плівкоутворювальних зазорів (каналів), здатних довгостроково працювати без заростання. За способом утворення плівки зрошувальні пристрої можна поділити на такі види: переливні, щілинні, розприскувальні, капілярні та струминні.

Утворення плівки в *переливних пристроях* відбувається під час переливання рідини через верхні краї труб (рис. 7.50 а) або через *прорізи* різної конфігурації (рис. 7.50 б). Такі пристрої працюють за висоти рівня рідини над переливом 5–20 мм, тобто вони можуть бути застосовані в трубчастих апаратах, що мають малу кількість труб, або у багатотрубних апаратах із установленими в них перерозподільними тарілками (рис. 7.48 а).

До щілинних зрошувачів відносять пристрої, у яких плівка утворюється під час витікання рідини через затоплені щілини або канали різного профілю. Пристрої з кільцевою щілиною за умовами витікання можуть мати ширину зазору не більше ніж 0,5 мм. У зв'язку із цим вони вимагають точного оброблення деталей та кінців труб і можуть застосовуватися лише під час роботи на чистих рідинах без механічних домішок.

Задовільна якість розподілу досягається при застосуванні *зрошувачів із тангенціальною подачею рідини* на поверхню засобами одного або двох гвинтових каналів (рис. 7.50 г) чи *отворів* (рис. 7.50 в). Застосування щілинних зрошувачів дозволяє втримувати на трубній дошці шар рідини висотою 100 мм і більше. До розприскувальних зрошувачів відносять пристрої, у яких рідинна плівка формується із крапель, що утворюються під час подрібнювання рідини форсунками. Їх доцільно застосовувати під час роботи апарата за схемою спадної прямої течії.

*Струминні зрошувачі* – це пристрої, в яких рідина подається на зрошува-

ну поверхню у вигляді струменів (рис.7.50 д та е).

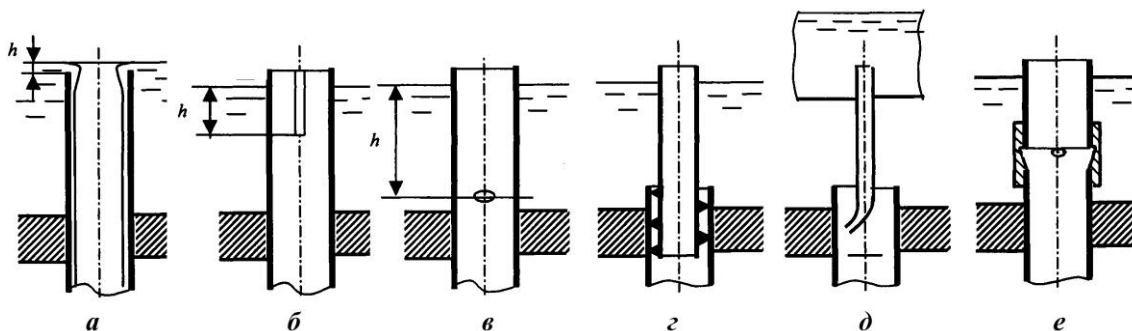


Рисунок 7.50 – Типи зрошувальних пристроїв:

*a, б* – переливні; *в, з* – щілинні; *д* – струминні; *е* – капілярно-щілинні

Такі зрошувачі досить надійні за великої інтенсивності зрошення та застосовні як для трубчастих, так і для пластинчастих апаратів. Зрошувачі капілярно-щілинного типу можна застосовувати лише в апаратах, у яких відсутнє наскрізне протікання газу, наприклад у випарних апаратах.

*Апарати з висхідною плівкою.* Їх застосовують для процесів, які вимагають розвиненої поверхні масообміну між газом і рідиною та високими коефіцієнтами масовіддачі, яка відбувається з великим тепловим ефектом. У нижній частині апарата розміщено розподільний пристрій (рис. 7.51), що дозволяє рівномірно розподілити рідину, яка надходить до апарата по трубах.

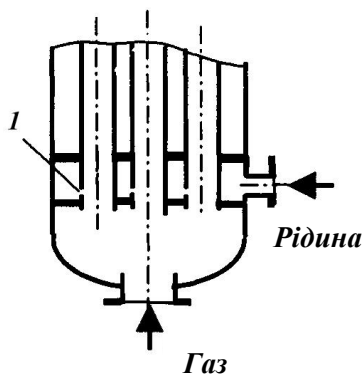


Рисунок 7.51 – Схема розподільного пристрою плівкового випарника з висхідною плівкою

Зрошувачем поверхні є отвір *1* у стінці труби. Газ, що надходить знизу в труби зі швидкістю 10–50 м/с, транспортує рідину вгору у вигляді крапель і плівки, що рівномірно розподілена по периметру труби. Порівняно з апаратами



зі стічною плівкою апарати з висхідною плівкою мають високий гідравлічний опір. Подальше збільшення швидкості газу приводить до інтенсивного крапле-винесення з поверхні висхідної плівки. Такий режим течії називають дисперсно-кільцевим.

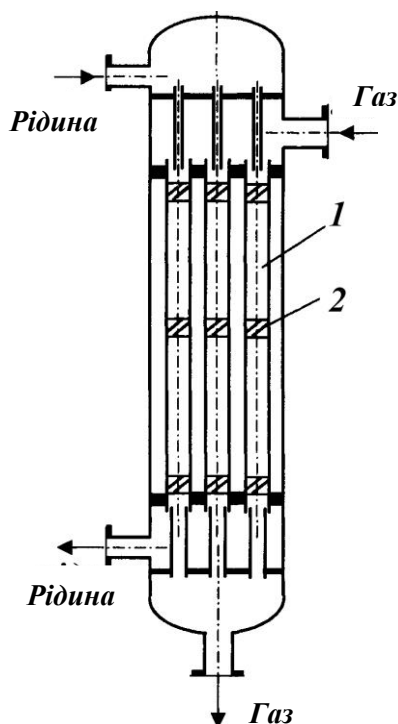


Рисунок 7.52 – Схема плівкового реактора із закрученим газорідним потоком

Реактор із закрученим газорідним потоком (рис. 7.52) відрізняється від розглянутих вище тим, що всередині кожної труби 1 встановлені гвинтові вставки-завихрювачі 2, які надають газовому потоку обертового руху. Рідина, що подається зверху (у поданій схемі), після першого завихрювача набуває обертового руху і відкидається до стінки труби. Дотичне напруження на межі поділу фаз підтримує обертання плівки. Внаслідок тертя обертання газорідного потоку зменшується і для його підтримання на необхідному рівні по довжині труби необхідно встановлювати ряд таких пристроїв. Найнижчий завихрювач виконує функції сепаратора.

Апарати із закрученим газорідним потоком, порівняно з апаратами зі стічною плівкою, мають більш високий коефіцієнт масообміну (майже втричі).

Обертання газорідного потоку дозволяє рівномірно розподілити рідину по поверхні кожної із труб навіть за малої інтенсивності зрошення. Тому в апаратах із закрученим газорідним потоком застосовують найпростіші зрошувальні пристрої, мета яких – подавання певної кількості рідини до області дії інтенсивно закрученого газового потоку.

## **7.5. Конструкції хімічних реакторів гетерофазових процесів системи газ – тверде тіло**

*Класифікація устаткування.* Великий клас хімічних реакторів призначений для проведення хімічних процесів у гетерофазових системах газ – тверде тіло. До них відносять, зокрема, різні реакторні системи для здійснення таких високотемпературних процесів:

- випалювання руд (наприклад, колчедану) з одержанням газоподібного та твердого продуктів;
- спалювання твердого палива;
- термічного розкладання солей з утворенням газоподібних і твердих продуктів (наприклад, розкладання вапняку);
- відновлення оксидів металів воднем, вуглецем та ін. (процеси чорної та кольорової металургії);
- очищення технологічних газів, що відходять, за допомогою адсорбентів або твердих реагентів (наприклад, поглинання сірководню на оксиді цинку) та ін.

Реактори для проведення процесів у системі рідина – тверде тіло (розкладання фосфорних руд сірчаною кислотою, розчинення металів у кислотах, іонообмінного очищення рідин від домішок тощо) принципово не відрізняються за устаткуванням від реакційного обладнання для проведення хімічних перетворень у системі газ – тверде тіло.

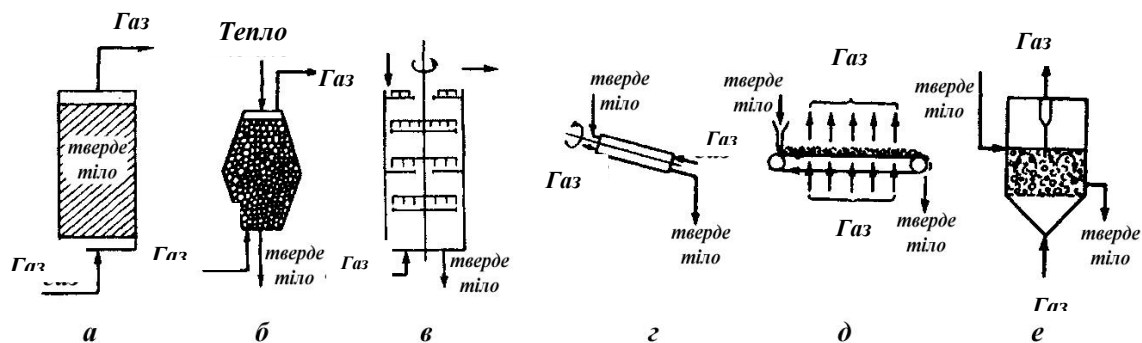


Рисунок 7.53 – Схеми реакторів для проведення некаталітичних гетерогенних реакцій у системі газ – тверде тіло: *a* – напівперіодичної дії; *б* – безперервної дії із шаром, що рухається; *в* – безперервної дії з механічною мішалкою; *г* – безперервної дії з обертовим корпусом; *д* – безперервної дії з механічним переміщенням шару (транспорт); *е* – безперервної дії зі зваженим шаром

До гетерофазових процесів у системі газ – тверде тіло відносять численні гетерогенно-каталітичні процеси за участі газоподібних реагентів під час використання твердих каталізаторів (каталітичний крекінг газойлю, каталітичний риформінг, синтез аміаку, синтез Фішера – Тропша). Обладнання для проведення зокрема названих вище процесів можна *класифікувати* за кількома ознаками. Насамперед потрібно розрізнити реактори *за способом організації процесу* в часі:

- для безперервних процесів (рис. 7.53 б–е);
- для напівбезперервних (напівперіодичних) процесів (рис. 7.53 а);
- для періодичних процесів (тип реактора застосовується порівняно рідко, він більше придатний для системи рідина – тверде тіло, наприклад для розчинення певної кількості твердої фази в рідині).

Для розрахунку реакторів доцільно використовувати інший спосіб класифікації – *за способами організації переміщення потоку твердої та газової фаз* в апараті:

- реактори, що працюють у режимі витіснення, як за газовою, так і за твердою фазою (наприклад, під час протитечійного переміщення твердої та га-

зової фаз у реакторі шахтного типу (рис. 7.53 б) або в обертових апаратах барабанного типу (рис. 7.53 г));

- реактори, у яких тверда фаза перебуває в режимі псевдозрідження (рис. 7.53 е). У таких реакторах можна припускати, що переміщення твердої фази переважно здійснюється в режимі, близькому до ідеального змішування, а газової – у режимі витиснення.

За характером руху частинок у зваженому шарі апарати класифікують так:

- із псевдозрідженим шаром (реактори каталітичного крекінгу, гідроформінгу, відновлення залізної руди воднем, випалювання сульфідних руд, окиснювання нафталіну);

- із розпушеним шаром (газогенератори Вінклера, дробарка для піску Ларгі, реактори випалювання цементного клінкера);

- із фонтануючим шаром (апарати сушіння каталізаторів й інших сипких матеріалів).

Реактори для безперервних процесів відповідно до цієї класифікації розрізняються за видом функції розподілу часу перебування твердих частинок в апараті, що впливає на процедуру розрахунку конструкційних розмірів реактора.

### 7.5.1. Пальникові печі

Печі випалювання вапняку використовують для одержання оксиду кальцію та діоксиду вуглецю й в інших виробництвах, наприклад у содовій і цукровій промисловостях. Піч для випалювання вапняку має зовнішню оболонку, виготовлену з листової сталі, облицьованої цеглою та захищеною вогнетривкою кладкою (рис. 7.54).

Максимальна температура металевої оболонки печі не перевищує 120 °С, таким чином, втрата теплоти через стінки невелика й становить 20 % (втрати теплоти із газами в димоході – 25 %, а з незгорілим коксом – приблизно 5 %). Піч має такі робочі зони (зверху вниз):

- сушіння та нагрівання матеріалу (до 400–500 °С), – розміщену безпо-

середньо під бункером завантаження;

- горіння або випалювання ( $600\text{--}1\ 200\text{ }^{\circ}\text{C}$ ), у якій відбувається виділення діоксиду вуглецю з вапняку;
- охолодження оксиду кальцію та нагрівання повітря (до  $500\text{ }^{\circ}\text{C}$ ).

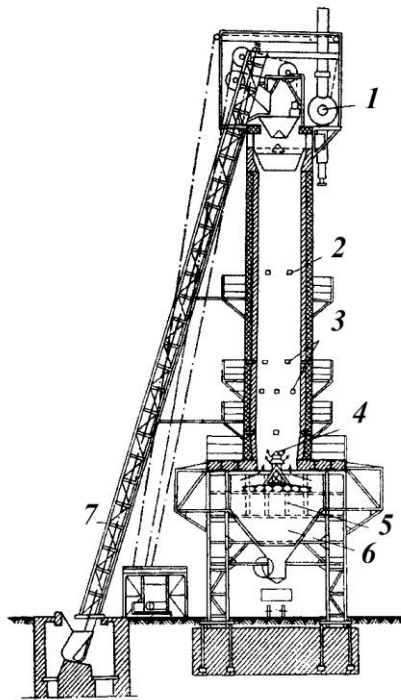


Рисунок 7.54 – Вертикальна піч для випалювання вапняку:

- 1 – газодувка; 2 – оглядовий отвір; 3 – газові пальники; 4 – пальник;  
5 – повітровід; 6 – бункер; 7 – елеватор

Вапняк піднімається елеватором 7 на верхню платформу, де знаходиться завантажувальний бункер, що добре закриває піч зверху. Тяга забезпечується газодувкою 1, що подає повітря, необхідне для горіння. Якщо використовується рідке або газоподібне паливо з великою теплою згорання, то для попередження перегрівання печі необхідно, щоб частина пальних газів рециркулювала. Після проходження через усі зони печі шматки вапняку досягають нижньої її частини й падають у бункер 6. Загальний час (для всіх трьох зон), необхідний для випалювання, залежить від розміру шматків твердої фази, що використовується. Так, за діаметра частинок 250 мм для випалювання потрібно 70 год, а за 100 мм – до 23 год.

*Реактор виробництва сірковуглецю.* Сірковуглець утворюється внаслідок взаємодії парів сірки із деревним вугіллям за температури 900–1 000 °С. Промисловий реактор (рис. 7.55), що складається із трьох реакційних зон, має еліптичний переріз, який захищений від корозійного впливу парів сірки вогнетривкою кладкою та обігрівається гарячим газом до температури 850 °С. Розплавлену сірку вводять через трубопровід у реторту, де вона випаровується при контакті з нагрітими стінками та проходить насадку із шарів деревного вугілля 7 знизу нагору. Реагуючи з деревним вугіллям, виділяється сірковуглець, що відводиться з верхньої частини реактора.

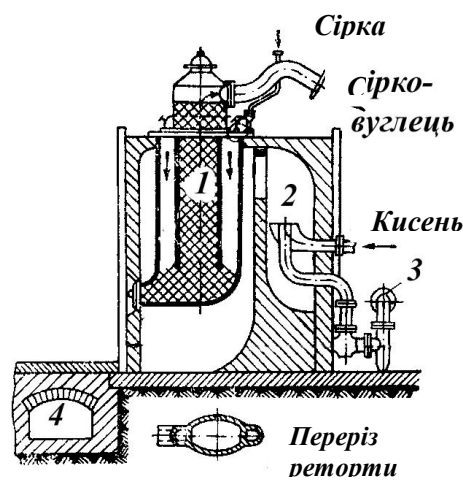


Рисунок 7.55 – Вертикальний реактор виробництва сірковуглецю:

1 – насадка з деревного вугілля; 2 – пальник; 3 – вентилятор; 4 – сажний канал

### 7.5.2. Реактори із шаром твердої фази, що рухається

*Полична піч.* Реактори цього типу застосовують під час випалювання сульфідних руд. Їх виготовляють у різних конструкційних варіантах. У загальному випадку ці печі складаються із багатьох горизонтально розміщених одна над іншою полиць, по яких безупинно, від верхньої полиці до нижньої, рухається твердий матеріал, що випалюється. Протитечійно до нього надходить повітря. На рисунку 7.56 показана механічна полична піч для випалювання сульфідної руди.

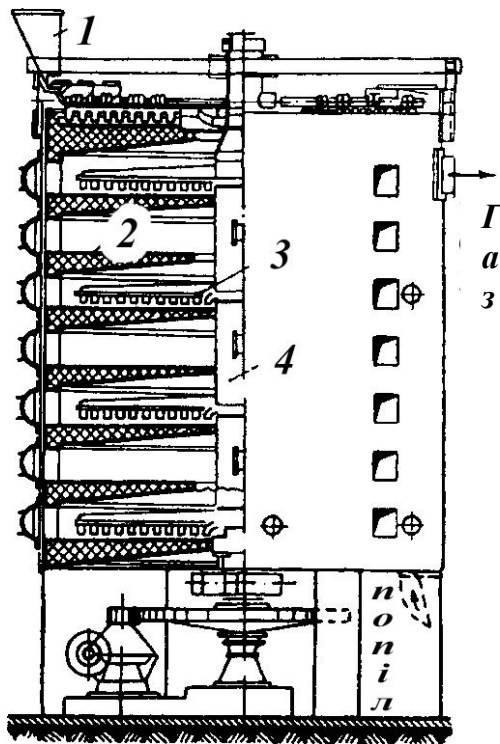


Рисунок 7.56 – Механічна полична піч випалювання сульфідних руд:

1 – живильний бункер; 2 – циркуляційні полиці; 3 – скребок

*Газогенератори* використовують для виробництва горючих або технологічних газів із твердого палива. Такі реактори є вертикальними печами, паливо до яких завантажують зверху, а знизу вводять газ. У промисловому *газогенераторі типу Ларгі* шар частинок твердого палива розміром 5–30 мм, що повільно опускається, продувається знизу парокисневою (пароповітряною) сумішшю під тиском близько 3 МПа (рис. 7.57). За висотою шару створюється кілька зон із різними температурами: найбільша температура в нижній частині шару (вона не повинна перевищувати температуру плавлення золи), потім температура зменшується внаслідок проходження у вищерозміщених зонах ендотермічних реакцій. За температури нижче 800–900 °С газифікація припиняється. При цьому у верхній частині шару переважає процес напівкоксування. Питома витрата палива, що газифікується, становить до 2,4 т/(м<sup>2</sup>·год), продуктивність за генераторним газом становить близько 105 м<sup>3</sup>/год, максимальний діаметр більшості газогенераторів – приблизно 4 м.

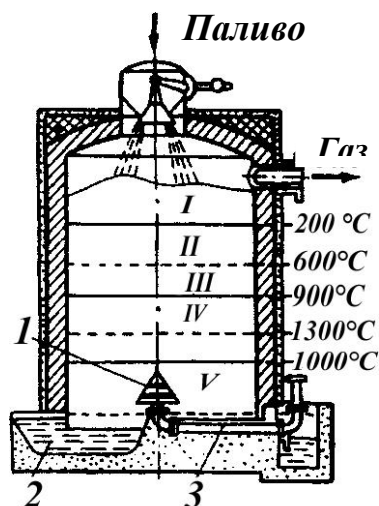


Рисунок 7.57 – Розподіл зон у газогенераторі типу Ларгі:

- I* – підсушування та нагрівання повітря; *II* – суха перегонка;  
*III* – коксування; *IV* – газифікація; *V* – зола та шлаки; *1* – ґрати;  
 2 – гідравлічний затвор; 3 – трубопровід подачі повітря

У газогенераторах типу *Копперс – Тотцек* газифікації піддають вугільний пил із частинками розміром менше ніж 100 мкм, що рухається в одному напрямку з парокисневою сумішшю. Вугільний пил змішують із водяною парою та киснем у пальнику, подають у реакційний обсяг за атмосферного тиску. Великий вміст кисню забезпечує високу температуру процесу (1 400–1 600 °C) та рідинне шлаковидалення. Стінки апарата всередині футеровано вогнетривкою цеглою. На виході шлаки гранулюються водою. Продуктивність газогенератора за генераторним газом становить  $(25\text{--}50) \cdot 10^3 \text{ м}^3/\text{год}$ .

*Ротаційні (оберткові) печі.* Під час проведення фізико-хімічних процесів у ротаційних печах застосовується теплота, що виділяється при згорянні палива. Ця енергія передається безпосередньо твердому реагенту, що рухається протичіжно щодо потоку гарячого газу в реакційному просторі, або через поверхню стінки поза межами реакційного простору. Ротаційна піч – це металевий циліндр, облицьований вогнетривкою цеглою довжиною, що перевищує діаметр у 20–30 разів (діаметр ротаційної печі 1,8–3,5 м, довжина не більше ніж 100 м). Піч розміщена на роликах із невеликим кутом схилу. Завдяки нахилу та обертанню корпуса твердий матеріал подрібнюється й поступово переміщується до



нижньої частини агрегата. На рисунку 7.58 показана схема ротаційної печі для кальцинування соди з непрямим обігрівом. Такі печі – це важкі та дорогі апарати. Велика довжина печі вимагає точного розрахунку апарата на механічну міцність. Тому допустима товщина матеріалу, з якого виготовляються печі, досягає іноді декількох сантиметрів. Ремонт ротаційних печей дуже трудомісткий, охолодження та встановлення робочого режиму вимагає багато часу. Крім того, коефіцієнт заповнення таких апаратів малий. Проте ротаційні печі мають ряд переваг й одержали широке впровадження в промисловості. Вони забезпечують добрий контакт між газом і твердою фазою. Незважаючи на велику масу, особливих труднощів під час монтажу ротаційних печей не виникає. Конструкторська задача з герметизації таких печей вирішується досить легко. Принцип дії цього устаткування порівняно простий і досить безпечний. Для проведення в них ендотермічних реакцій теплота передається безпосередньо від газу до матеріалу, що дозволяє підтримувати вигідний тепловий баланс.

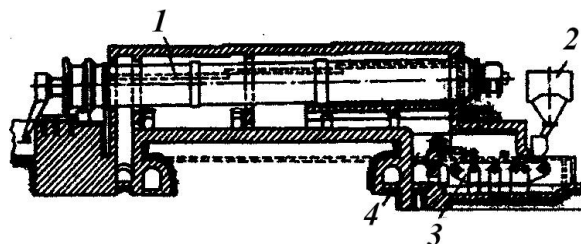


Рисунок 7.58 – Ротаційна піч для кальцинування соди:

1 – барабан; 2 – бункер; 3 – конвеєр; 4 – піч

### 7.5.3. Реактори із псевдозрідженим шаром твердого матеріалу

Після проходження висхідного газового потоку через масу гранульованого або розпиленого матеріалу за певних швидкостей газу тверда фаза переходить у стан псевдозрідження. Застосування апаратів із псевдозрідженим шаром знайшло широке впровадження в хімічній техніці завдяки ряду його переваг порівняно з нерухомим шаром. До таких переваг потрібно віднести: більший фронт за площею взаємодії реагентів унаслідок малих розмірів і великої рухливості твердих частинок; швидке вирівнювання температур; високий коефіцієнт теплопередачі. У той самий час апарати із псевдозрідженим шаром твердого

матеріалу мають низку недоліків: можливість механічного зношування стінок унаслідок ерозії, пиловіднесення.

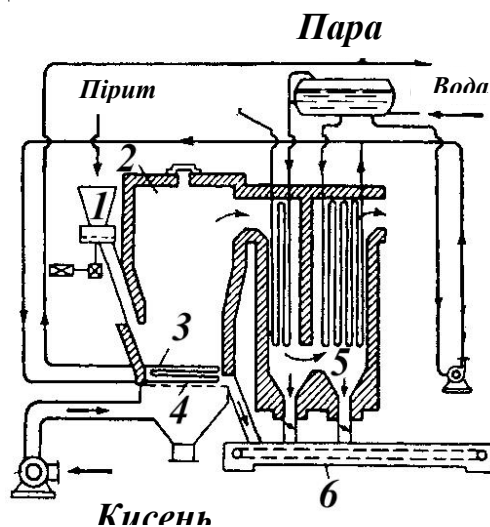


Рисунок 7.59 – Схема установки випалювання сульфідних руд:

- 1 – бункер живлення піритом; 2 – реактор зі зваженим шаром; 3 – змійовик для перегрівання пари; 4 – грати; 5 – рекуператор теплоти; 6 – конвеєр для виведення золи

Схема установки для випалювання сульфідних руд у псевдозрідженому шарі твердого матеріалу (піч «киплячого» (зваженого) шару) із додатковою рекуперацією теплоти, показана на рис. 7.59, має низку переваг перед піччю, наведеною на рис. 7.56: більш високу інтенсивність процесу, можливість більш повного використання теплоти реакції та регулювання температури в шарі. Вона складається з реактора 2 циліндричної форми з тепловою ізоляцією та живильника для подрібненого піриту. Повітря подається засобами ротаційного компресора, проходить через отвори ґрат 4, а реакційні гази разом із невеликими частинками твердого продукту надходять до рекуператора теплоти. Пара, що утворилася, перегрівається в змійовику 3, розміщеному над ґратами, що занурені у зважений шар. Зола виводиться конвеєром 6, який збирає частинки пилу, що осідають у рекуператорі.

У газогенераторі зі зваженим шаром вугілля, що газифікується (*тип Вінклера*), псевдозріджений шар 3 дрібнозернистого палива із частинками розміром 2–10 мм продувають парокисневою сумішшю, що подається по трубопро-

воду 5 за атмосферного тиску (рис. 7.60). Температуру шару (900–950 °С) підбирають такою, щоб зола виводилась у твердому вигляді. Питома витрата палива, що газифікується, становить 2,5–3 т/(м<sup>2</sup> · год). Для зменшення віднесення твердих частинок кисень додатково вводять над зваженим шаром на відстані 3–4 м через кільце. До центра газогенератора надходить практично чистий кисень (із дуже невеликою кількістю пари), у полум'ї якого згоряє зважений вугільний пил, а залишки вугілля розкладаються, що значно поліпшує якість газу.

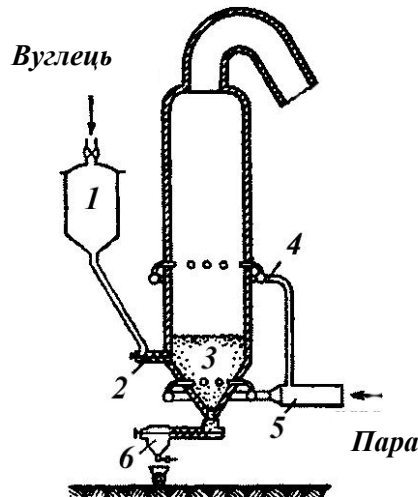


Рисунок 7.60 – Схема газогенератора Вінклера: 1 – бункер; 2 – конвеєр; 3 – зона зваженого шару; 4 – кисневий трубопровід; 5 – трубопровід для суміші пари з киснем; 6 – пристосування для видалення шлаків

У реакторі для випалювання вапняку в псевдозрідженому шарі, схему якого наведено на рис. 7.61, досягається значна економія палива й оксид кальцію виходить більш високої якості, ніж у вертикальних або ротаційних печах. Реактор 3 складається зі сталевого циліндричного корпусу, облицьованого вогнетривким матеріалом і розділеного на кілька секцій. Кожна секція має отвори, через які проходять гази, та зливальні щілини, через які рухається вапняк. Паливо вводиться знизу другої секції та спалюється. Температура горіння в реакторі 870–950 °С. Продукт реакції охолоджується до температури 340 °С та виводиться гвинтовим конвеєром 8.

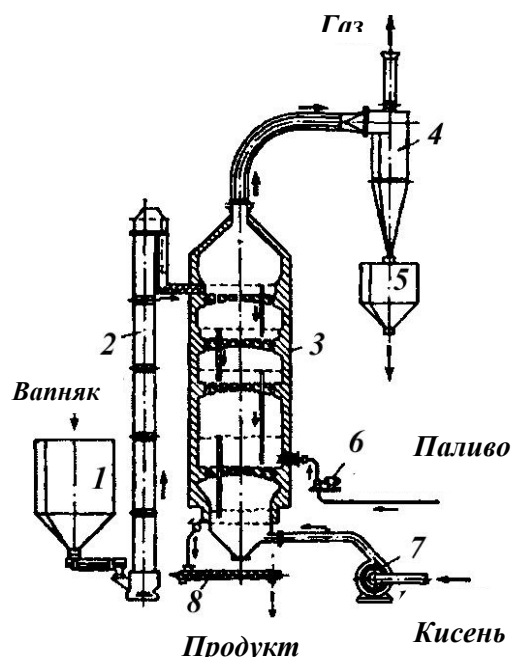


Рисунок 7.61 – Схема реактора випалювання вапняку:

1 – бункер; 2 – елеватор; 3 – реактор; 4 – циклон; 5 – бункер для пилу; 6 – насос для подачі палива; 7 – повітрядувка; 8 – конвеєр для продукту

Роздроблений вапняк піднімається елеватором 2 та вводиться до реактора зверху. Дрібні частинки вапняку виводяться потоком газу, що відокремлюються в циклоні 4.

Псевдозріджений шар також використовують для випалювання тонкодисперсного гіпсу, який за 140–180 °С майже повністю дегідується впродовж 1,5 год.

### 7.6. Конструкції хімічних реакторів системи рідина – тверде тіло

Реакції в гетерогенній системі рідина – тверде тіло можуть проходити за різних умов надходження реагентів:

- рідкий реагент безупинно проходить крізь один або кілька шарів нерухомого твердого реагента (реакції зм'якшення води іонообміном і регенерації іонообмінної смоли). Для проведення процесу іонообміну необхідно мати розвинену поверхню рідкої фази в потоці, швидкість якого обирають таким чином, щоб при виході з реактора вода була повністю зм'якшеною;
- твердий реагент уводиться в реактор безупинно або періодично, ра-

зом із рідким реагентом, причому реакція відбувається за безперервного перемішування суспензії), (реакції гідрометалургійних процесів розчинення незализистих металів у кислотах, одержання суперфосфатних добрив). Часто твердий реагент містить принаймні один розчинний компонент, розчинення якого супроводжується хімічною реакцією. При цьому між фазами виникає зона, насичена розчиненим твердим реагентом. Реакція відбувається поза межами цієї зони в рідкій фазі.

### 7.6.1. Реактори безупинної дії

*Апарати виробництва суперфосфату.* Для виробництва суперфосфату використовуються від трьох до п'яти вертикальних циліндричних апаратів, поспідовно з'єднаних між собою та виготовлених зі сталі. Всередині реактори облицьовані кислототривкою цеглою. Кожний апарат оснащений мішалками 1 із чотирма плоскими лопатами (рис. 7.62). Колова швидкість першої мішалки 6–6,5 м/с, останньої – 5,5 м/с. Мішалки обгорнуті азбестом і змащені кислототривким мастилом. Час перемішування становить 6 хв.

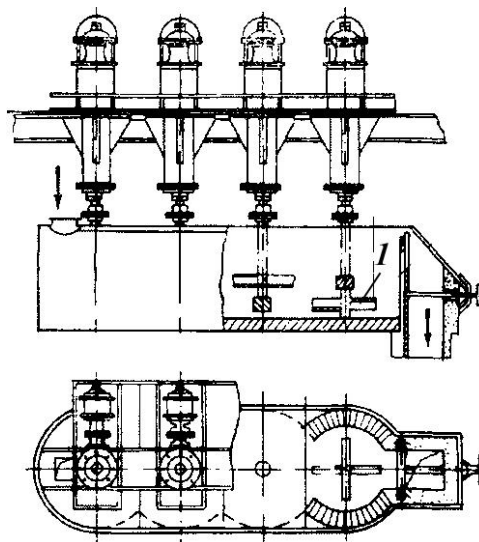


Рисунок 7.62 – Схема апарата безперервної дії для виробництва суперфосфату

Апарат має пристрій для точного дозування сірчаної кислоти та суміші фосфатів. Витрата сірчаної кислоти регулюється за допомогою ківшового дозатора, а подача фосфату здійснюється стрічковим конвеєром з авторегулятором.

Реакція між фосфатом і сірчаною кислотою проходить за оптимальних умов, при цьому точно витримується час перебування сировини в реакторі.

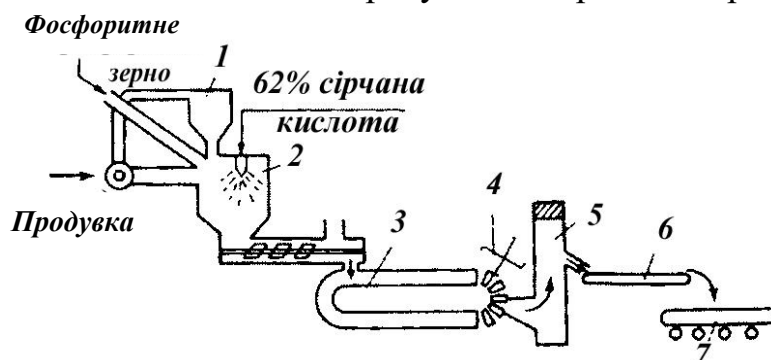


Рисунок 7.63 – Схема баштового способу виробництва суперфосфату:

- 1 – живильник; 2 – реактор; 3 – апарат для охолодження; 4 – млин;  
5 – елеватор; 6 – стрічковий конвеєр; 7 – пристрій для сортування

У реакторі баштового типу процес безперервного виробництва суперфосфату супроводжується швидкою реакцією між фосфоритним зерном і 62 % сірчаною кислотою. Реактор 2 виготовлено з кислототривкої сталі (рис. 7.63). Продуктивність такого реактора становить 45 т суперфосфату за 1 годину. Питома витрата електроенергії на 36 % менша, ніж під час періодичних процесів.

### 7.6.2. Реактори іонного обміну

Іонний обмін є оборотною хімічною реакцією, що відбувається між заміщеними іонами різних нерозчинних твердих речовин та іонами розчину. Іонообмін у промислових умовах здійснюється трьома способами:

- у нерухомому шарі (з напівперіодичною або з безперервною циркуляцією);
- у суспензії (напівперіодично);
- безупинно.

Приблизно 90 % процесів іонообміну проводять у нерухомому шарі.

Реактор з іонообміном у нерухомому шарі має форму вертикального циліндра з перфорованою тарілкою, яка підтримує шар іонообмінної смоли, що займає 50–75 % усього обсягу реактора (рис. 7.64).

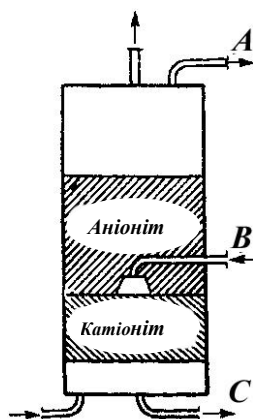


Рисунок 7.64 – Схема комбінованого реактора:

*A* – розчин NaOH та вода; *B* – розчин NaOH, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> та вода;

*C* – розчин H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> та вода

Процес, що відбувається в реакторі, складається з таких етапів:

- розчин проходить через нерухомий шар зверху вниз; по закінченні реакції концентрація іонів, які повинні бути вилученими, досягає найбільшого значення (точка проскакування);
- шар промивається водою, що тече знизу вгору й одночасно збільшує його висоту; мета промивання полягає в очищенні іонообмінної смоли від домішок та в розпушенні шару;
- шар обробляється розчином, який містить іони, що беруть участь в обміні (регенерація);
- вторинне промивання водою для видалення надлишку розчину, що регенерує (відмивання).

### 7.6.3. Реактори з механічними перемішувальними пристроями

Найпоширеніший клас устаткування – стандартні реакційні апарати з мішалками, за різними оцінками вони становлять 80–90 % від загальної кількості устаткування, що застосовується в хімічній галузі. Характерні риси цього обладнання – простота та універсальність.

Під час оброблення систем рідина – тверде тіло необхідно забезпечити спрямований рух середовища. При цьому інтенсифікація процесів, що прохо-

дять у реакторі з мішалкою, досягається за рахунок збільшення швидкості. Найбільш сприятливі умови для інтенсифікації перемішування досягаються за виникнення стійкого циркуляційного руху. Циркуляція може бути примусовою (за наявності замкненого контура) та природною.

Для реакторів циркуляційного типу характерний рух оброблюваного середовища у замкненому контурі. У них використовуються однотипні мішалки – вбудовані осьові насоси. Їх модернізація пов'язана з більш ретельним урахуванням особливостей проведення конкретних технологічних процесів. Оптимальні умови досягаються шляхом зміни форми корпусу та використанні вбудованих пристроїв спеціальних конструкцій.

В *апаратах із циркуляційною трубою*, схеми яких наведено на рис. 7.65 а, б, застосована спеціальна мішалка гвинтового типу 4, оснащена відбивним кільцем 6. В об'ємі реактора створюється стійка циркуляція за мінімального механічного впливу на сировину. В апараті з перфорованим дифузором (рис. 7.65 в) із робочої поверхні безупинно відводиться осад. Це відбувається за рахунок динамічного впливу на нього потоку середовища, що циркулює.

Істотним недоліком апаратів циркуляційного типу, незважаючи на високу ефективність, є значне збільшення їх висоти за необхідності збільшення об'єму (за сталого діаметра). Збільшення діаметра приводить до порушення стійкості руху висхідного потоку суспензії та утворенню зворотних течій. Апарат із перфорованим дифузором забезпечує стійкий вихровий рух фаз (рис. 7.65 в). Рідина, що рухається вздовж теплообмінного пристрою з великою швидкістю, викликає вихровий рух суспензії в об'ємі апарата. Цей апарат застосовується під час кристалізації речовин із високою розчинністю та здатністю утворювати стійкі перенасичені розчини.



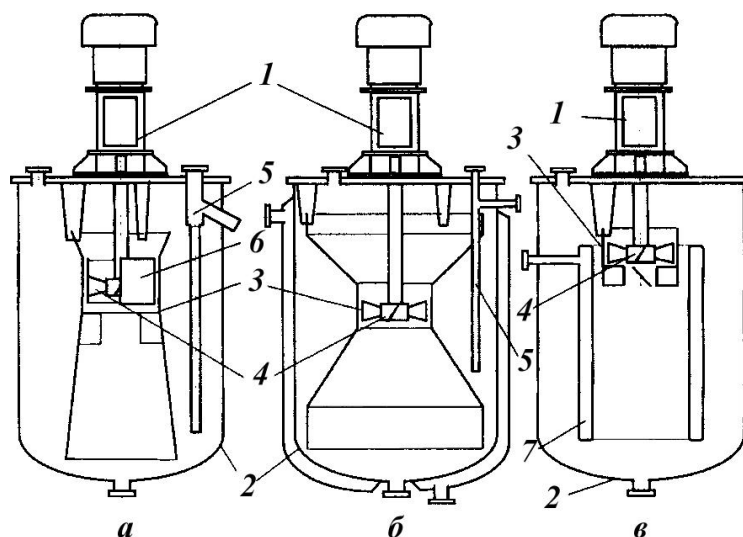


Рисунок 7.65 – Схеми циркуляційних реакторів:

*а, б* – із циркуляційною трубою; *в* – із перфорованим дифузором;

*1* – привод; *2* – корпус; *3* – дифузор; *4* – мішалка; *5* – перелив;

*б* – відбивне кільце; *7* – перфорований дифузор

Для *апаратів ємнісного типу* характерний інтенсивний розвинений тривимірний вихровий (циркуляційний) рух оброблюваного середовища (рис. 7.66). Для підведення температури та відведення теплоти від реагентів усередині апарата розміщують змійовики *б* (рис. 7.66 а), які дозволяють збільшити поверхню теплообміну та є простими у виготовленні, що й стало передумовою їх широкого впровадження.

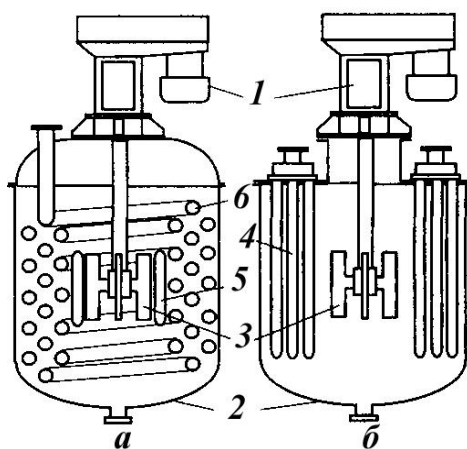


Рисунок 7.66 – Схеми апаратів ємнісного типу:

*1* – привод; *2* – корпус; *3* – мішалка; *4* – вертикальні теплообмінні елементи;

*5* – відбивна перегородка; *б* – змійовик

Під час оброблення систем рідина – тверде тіло необхідно прагнути до зниження частоти обертання мішалки для того, щоб виключити дроблення кристалів (якщо процес проходить із кристалізацією). Встановлення профільованих відбивних перегородок безпосередньо біля мішалки дозволяє звести до мінімуму обертаний рух рідини, підвищити швидкості її радіального та обертального руху й дають можливість майже повністю виключити дроблення кристалів, що утворилися (якщо в реакторі водночас відбувається кристалізація).

Для спрощення очищення зовнішньої поверхні теплообмінника як перегородку використовують трубки Фільде (рис. 7.66 б). В апаратах такої конструкції здійснюють оброблення середовищ із великою концентрацією дисперсної фази.

Апарати вихрового типу діляться на дві групи: з кільцевими вихровими потоками та гвинтовими вихровими потоками. Кільцевий вихор – це вихрова трубка течії, замкненій сама на себе. Кільцевий вихровий рух суспензії забезпечується засобами спеціальних вихрових апаратів. Однак більш ефективним виявилось створення вихрових кілець між двома коаксіальними циліндрами, що мають різну частоту обертання, за відносно невеликого зазору між ними. У таких конструкціях, як це показано на рис. 7.67, перегородка лабіринтового типу є поверхнею, що передає тепло, розбиває об'єм апарата на дві не сполучені між собою зони. В одній зоні знаходиться оброблюване середовище, в іншій – теплоносії. Вихровий рух реагентів (вихри Тейлора) утворюються між обертаними та нерухомими коаксіальними циліндричними поверхнями. Завдяки лабіринтовій формі каналів для середовища, що проходить оброблення, та холодоагенту унеможлиблюється їх проскакування. Такі апарати застосовуються під час проведення процесів розчинення та хімічного перетворення.

Радіальні гвинтові потоки застосовують в апаратах для оброблення дисперсних частинок (рис. 7.68). У вихровій камері на роторі 1 суспензія рухається від центра до периферії під дією відцентрових сил. На статорі 2 внаслідок більш високого тиску на периферії спостерігається зворотний напрямок руху. За рахунок протилежного руху фаз інтенсифікуються процеси на поверхні твердих частинок.

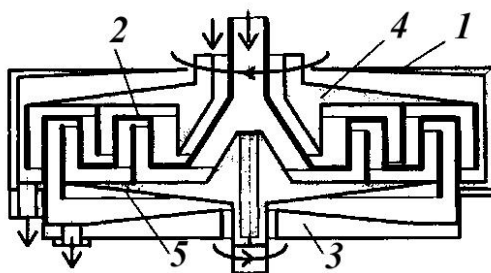


Рисунок 7.67 – Схема апарата вихрового типу:

1 – корпус; 2 – кільцева камера; 3 – днище;

4 – верхній ротор; 5 – нижній ротор

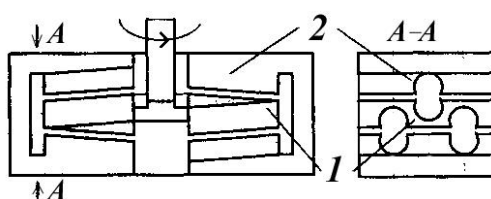


Рисунок 7.68 – Схема апарата із гвинтовими радіальними потоками

Загальним для наведених конструкцій апаратів є раціональне поєднання розмірів корпусу із пермішувальними внутрішніми пристроями. При цьому досягається висока ефективність хімічного перетворення в системі рідина – тверде тіло за мінімальних частот обертання мішалки.

## 7.7. Методика розрахунку реакторів

### 7.7.1. Реактор безперервної дії ідеального змішування

Схему реактора такого типу зі сталою температурою подано на рис. 7.69.

Унаслідок ідеального змішування в об'ємі реактора концентрація однакова й дорівнює концентрації на виході (у продукті)  $c_1$ . Завдяки цьому швидкість реакції стала й може бути записана як

$$r = \frac{c_0 - c_1}{\tau}, \quad (7.4)$$

де  $c_0$  – концентрація реагента  $A$  на вході;  $\tau$  – середня тривалість перебування реагентів у реакторі.

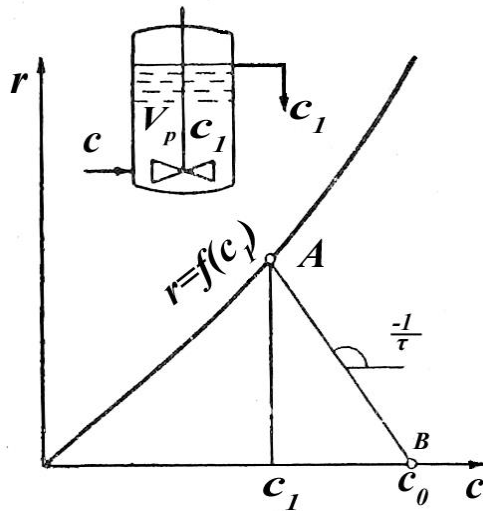


Рисунок 7.69 – Реакція в апараті ідеального змішування

Величина  $\tau$  дорівнює відношенню корисного об'єму реактора до об'ємної витрати потоку реагентів:

$$\tau = \frac{V_p}{q}. \quad (7.5)$$

Необхідно визначити обсяг реактора, що забезпечує необхідне зниження концентрації від  $c_0$  до  $c_1$ , або відповідний ступінь перетворення:

$$V_p = q \frac{c_0 - c_1}{r}. \quad (7.6)$$

У випадку реакції першого порядку, коли її швидкість дорівнює  $kc_1$ , корисний об'єм реактора становить

$$V_p = \frac{q}{k} \frac{c_0 - c_1}{c_1} = \frac{q}{k} \frac{\alpha}{1 - \alpha}. \quad (7.7)$$

Якщо виключити об'ємну витрату потоку реагентів із чисельника останнього рівняння, то в правій частині одержимо середню тривалість перебування реагентів у реакторі.

Для реакції другого порядку швидкість реакції дорівнює  $kc_1^2$ . Корисний об'єм реактора в такому разі становить

$$V_p = \frac{q}{k} \frac{c_0 - c_1}{c_1^2} = \frac{q}{kc_0} \frac{\alpha}{(1 - \alpha)^2}. \quad (7.8)$$

У випадку більш складних рівнянь швидкості реакції або оборотних зручніше користуватися графічним методом. Знаючи склад вихідної суміші реагентів (наприклад,  $c_{A0}$  та  $c_{B0}$ ), можна виразити швидкість реакції у вигляді функції однієї лише концентрації  $c_A$ , наприклад, рівнянням

$$r = kc_A(c_{B0} - c_{A0} + c_A). \quad (7.9)$$

Для оборотної реакції дійсне рівняння типу

$$r = kc_Ac_B - \frac{1}{K_C}c_Cc_D, \quad (7.10)$$

де  $K_C$  – константа рівноваги, виражена в мольних концентраціях.

Залежність  $r = f(c_A)$  зображена на графіку рис. 7.69.

Якщо відомі концентрації  $c_0$  та  $c_1$ , то можна побудувати відрізок  $AB$ . Нахил цього відрізка, як показує рівняння (7.4), дорівнює  $-1/\tau$ . Звідси можна визначити  $\tau$ , а потім за допомогою (7.5) знайти корисний об'єм реактора  $V_p$ .

### 7.7.2. Каскад реакторів змішування

Каскад складається із  $N$  реакторів ідеального змішування, що дорівнює об'єму, а відтак час перебування  $\tau_1$  реагентів у кожному ступені – теж однако-вий (рис. 7.70).

Процес проходить за сталої температури. В окремому реакторі з цього каскаду концентрація на виході дорівнює  $c_n$ , а на вході до нього –  $c_{n-1}$ .

Таким чином,

$$r_n = \frac{c_{n-1} - c_n}{\tau_1}. \quad (7.11)$$

Швидкість реакції  $r_n$  є функцією концентрацій  $c_n$ , яку можна податити на рис. 7.70 у вигляді кривої  $r_n = f(c_n)$ . У цьому разі може застосовуватися графічний метод, розглянутий вище для поодинокого реактора. З точки  $c_0$  (склад вихідного розчину) до перетинання із кривою формується відрізок із нахилом

$-\frac{1}{\tau}$ , що визначає склад  $c_1$ . Розрахунок повторюється для кожного реактора в каскаді. Всі похилі відрізки паралельні один одному, тому що час перебування реагентів у всіх реакторах однаковий.

Аналогічно можна визначити кількість ступенів  $N$  у каскаді, які необхідні для досягнення кінцевої концентрації  $c_n$ , що відповідає заданому виходу реакції  $1 - \frac{c_n}{c_0}$ . Цей метод можна видозмінити:

$$c_{n-1} = c_n + \tau_1 r_n = f(c_n). \quad (7.12)$$

Виходячи з того, що швидкість  $r_n$  є функцією концентрації  $c_n$ , то й концентрація  $c_{n-1}$  теж буде функцією  $c_n$ . Значення цієї функції наведені кривою  $c_{n-1} = f(c_n)$  на рис. 7.71.

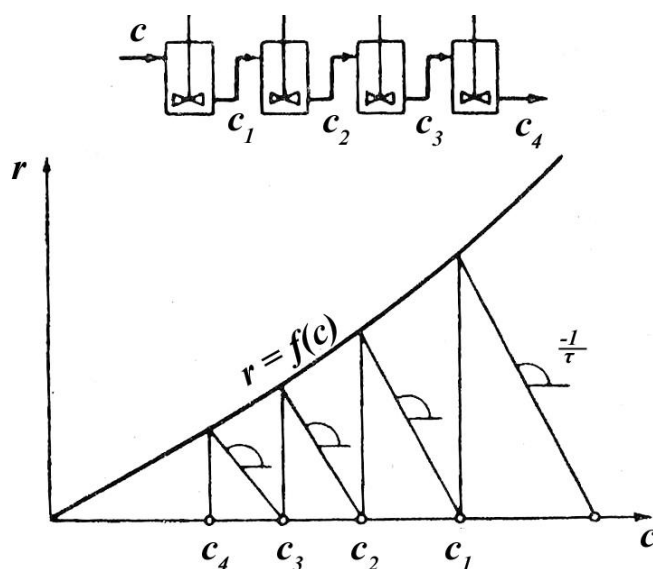


Рисунок 7.70 – Реакція у каскаді реакторів змішування

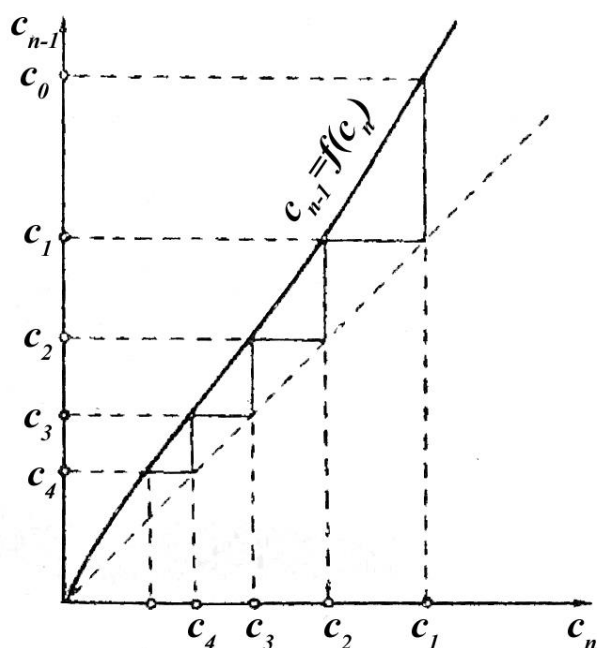


Рисунок 7.71 – Розрахунок кількості ступенів у каскаді реакторів змішування

Ступені між цією кривою та бісектрисою кута координат зображують послідовні ступені каскаду. Таким способом визначають кількість ступенів, необхідних для одержання заданого виходу  $1 - \frac{c_n}{c_0}$ .

Вплив кількості реакторів у каскаді на ступінь перетворення за однакового часу перебування  $\tau$  реагентів у всьому каскаді, але за різної кількості ступенів  $N$  можна розглянути на прикладі реакції першого порядку.

Час перебування в одному реакторі цьому випадку дорівнюватиме  $\frac{\tau}{N}$ . Швидкість реакції дорівнює  $kc_1$ . Відповідно до рівняння (7.4) одержимо

$$kc_1 = \frac{c_0 - c_1}{\frac{\tau}{N}}. \quad (7.13)$$

Звідси концентрація після першого ступеня

$$c_1 = \frac{c_0}{1 + \frac{k\tau}{N}}. \quad (7.14)$$

Аналогічно можна виразити концентрацію після другого реактора

$$c_2 = \frac{c_1}{1 + \frac{k\tau}{N}} = \frac{c_0}{\left(1 + \frac{k\tau}{N}\right)^2}. \quad (7.15)$$

Після  $N$ -го ступеня

$$c_N = \frac{c_0}{\left(1 + \frac{k\tau}{N}\right)^N}. \quad (7.16)$$

Ступінь перетворення  $\alpha_N$  залежно від кількості реакторів та загального часу перебування сировини в каскаді виражається формулою

$$\alpha_N = 1 - \frac{c_N}{c_0} = 1 - \left(1 + \frac{k\tau}{N}\right)^{-N}. \quad (7.17)$$

Цій формулі на діаграмі відповідає пучок кривих (рис. 7.72) для ряду значень  $N$ . Вочевидь, що за цієї тривалості перебування або сталого корисного об'єму каскаду ступінь перетворення тим вищий, чим більша кількість ступенів.

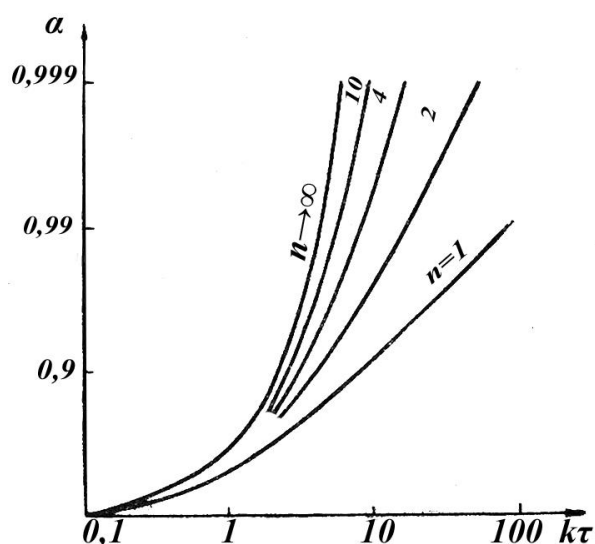


Рисунок 7.72 – Визначення ступеня перетворення в каскаді реакторів змішування

При заданому ступені перетворення тривалість перебування в каскаді та, отже, її загальний корисний об'єм зменшуються зі збільшенням кількості ступенів.

Для граничного випадку  $N \rightarrow \infty$



$$\alpha = \lim_{N \rightarrow \infty} \left[ 1 - \left( 1 + \frac{k\tau}{N} \right)^{-N} \right] = 1 - e^{-k\tau}. \quad (7.18)$$

Цей випадок відповідає трубчастому реактору з пульсуючим потоком, завдяки чому відбувається ідеальне змішування в площинах, перпендикулярних до напрямку потоку. При цьому градієнт швидкості відсутній, тобто в кожній такій площині місцева швидкість потоку буде однаковою в об'ємі.

### 7.7.3. Реактор напівперіодичної дії

До реактора із мішалкою безперервно подається вихідна рідина (рис. 7.73).

Якщо об'ємна витрата вхідної рідини дорівнює  $q$ , а початковий об'єм рідини –  $V_0$ , то через час  $\tau$  обсяг рідини в реакторі становитиме

$$V = V_0 + q\tau. \quad (7.19)$$

За концентрації реагента  $A$  у вихідному розчині  $c_0$  за одиницю часу в реактор надходить маса  $qc_0$  даного реагента. Внаслідок реакції в реакторі за одиницю часу перетворюється кількість даного реагента, що дорівнює  $Vr$ , де  $r$  – швидкість реакції.

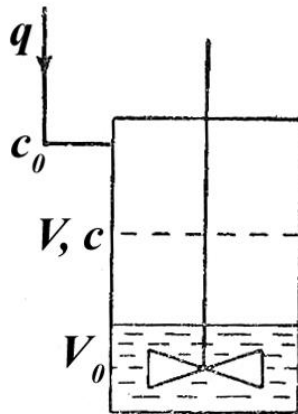


Рисунок 7.73 – Схема до розрахунку напівперіодичного реактора

Остаточна швидкість зміни вмісту реагента  $A$  виражається формулою

$$\frac{d(Vc)}{d\tau} = qc_0 - Vr. \quad (7.20)$$

Установивши похідну та виключивши  $V$  (засобами рівняння для визначення  $V$ ), одержимо

$$r = \frac{(c_0 - c)q}{V_0 + q\tau} - \frac{dc}{dt}, \quad (7.21)$$

важливо, що в цьому рівнянні  $\frac{dc}{dt}$  – швидкість зміни концентрації реагента  $A$  (а не швидкість реакції).

Знаючи тип і порядок реакції, швидкість реакції  $r$  можна подати у вигляді функції концентрації  $c$ .

Одержане таким способом диференціальне рівняння після інтегрування (наприклад, графічного) дає можливість визначити час  $\tau$ , по закінченні якого концентрація в реакторі знизиться до  $c$ , що відповідає необхідному ступеню перетворення.

Знаючи час  $\tau$ , за допомогою відповідних рівнянь визначимо об'єм рідини  $V$  наприкінці процесу, а отже, і об'єм реактора.

### Питання для самоконтролю

1. Призначення хімічних реакторів. Класифікація хімічних реакцій.
2. Кінетика хімічних реакцій.
3. Вплив температури на швидкість хімічних реакцій.
4. Основні технологічні характеристики роботи реактора.
5. Вплив технологічних параметрів реакційного процесу на вибір матеріалу реактора.
6. Пристрій, принцип дії, сфера застосування реактора синтезу ацетилену.
7. Пристрій, принцип дії, сфера застосування реактора виробництва соляної кислоти.
8. Пристрій, принцип дії, сфера застосування реактора для хлорування метану.
9. Пристрій, принцип дії реактора ідеального змішування рідинних реагентів.

10. Пристрій, принцип дії реактора ідеального витіснення рідинних реагентів.
11. Пристрій, принцип дії, сфера застосування реакційного апарата колонного типу.
12. Пристрій, принцип дії, сфера застосування реактора барботажного типу.
13. Пристрій, принцип дії, застосування, переваги й недоліки реактора плівкового типу.
14. Пристрій, принцип дії, застосування, переваги й недоліки газліфтних реакторів.
15. Пристрій, принцип дії, застосування барботажного кожухотрубчастого реактора.
16. Класифікація реакторів для некаталітичних реакцій системи тверда фаза – газ.
17. Реактори для каталітичних реакцій, їх класифікація.
18. Пристрій, принцип дії, сфера застосування реактора з нерухомим шаром каталізатора.
19. Пристрій, принцип дії, сфера застосування, переваги й недоліки шахтного реактора.
20. Пристрій, принцип дії, застосування, переваги та недоліки трубчастого реактора.
21. Пристрій, принцип дії, сфера застосування полицного реактора.
22. Реактор із киплячим шаром каталізатора, пристрій, принцип дії, переваги та недоліки.
23. Особливості теплообміну в реакторах із киплячим шаром.
24. Пристрій, принцип дії переваги та недоліки реактора з рухомим шаром каталізатора.

### Список додаткової літератури для вивчення розділу 7

1. Авербух А. Я. Макрокинетика и химические реакторы : учеб. пособие / А. Я. Авербух, А. Ф. Туболкин. – Ленинград : Технол. ин-т им. Ленсовета, 1978.
2. Бесков В. С. Процессы в химических реакторах : текст лекций / В. С. Бесков, Л. В. Гришин, В. Н. Зайцев. – Москва : МХТИ им. Д. И. Менделеева, 1986.
3. Бесков В. С. Моделирование каталитических процессов и реакторов / В. С. Бесков, В. Флонк. – Москва : Химия, 1991.
4. Врайнес Я. М. Введение в теорию и расчеты химических и нефтехимических реакторов / Я. М. Врайнес. – Москва : Химия, 1968.
5. Вольтер Б. В. Устойчивость режимов работы химических реакторов / Б. В. Вольтер, И. Е. Сальников. – Москва : Химия, 1981.
6. Карпачева С. М. Основы теории и расчета пульсационных колонных реакторов / С. М. Карпачева, Е. И. Захаров. – Москва : Атомиздат, 1980.
7. Смирнов Н. Н. Химические реакторы в примерах и задачах / Н. Н. Смирнов, А. И. Воджинский. – Москва : Химия, 1986.
8. Смирнов Н. Н. Реакторы в химической промышленности / Н. Н. Смирнов. – Москва : Химия, 1972.
9. Холланд Ф. Химические реакторы и смесители для жидкофазных процессов / Ф. Холланд, Ф. Чапман. – Москва : Химия, 1974.

## РОЗДІЛ 8

### БІОХІМІЧНІ ПРОЦЕСИ

**Біохімічні процеси** – це процеси, у яких використовуються каталізатори, вихідні речовини й сорбенти біологічного походження.

Біохімічні процеси широко використовуються для очищення стічних вод, для утилізації відходів з одержанням біопалива, добрив і т. п.

Живий мікроорганізм може розглядатися як хімічний реактор, що споживає із середовища певні сполуки – поживні речовини, росте, самовідтворюється і виділяє продукти життєдіяльності в довкілля.

#### 8.1. Біологічне очищення стічних вод

Основою методу біологічного очищення стічних вод є використання здатності мікроорганізмів утилізувати як поживні речовини розчинені в стічних водах органічні й деякі неорганічні речовини.

Існують два основні методи біологічного очищення стічних вод – аеробний та анаеробний. Аеробні методи, що набули найбільшого поширення, базуються на використанні аеробних мікроорганізмів, для життєдіяльності яких необхідна наявність у воді вільного кисню. Під час анаеробного очищення, тобто очищення без доступу кисню, органічні речовини руйнуються анаеробними мікроорганізмами. Анаеробний метод застосовується як перша стадія біологічного очищення виробничих стічних вод і для денітрифікації стічних вод. Вибір технології й особливості оброблення стічних вод визначається вмістом органічних забруднень у них.

У процесах біологічного очищення стічних вод частина окиснюваних мікроорганізмами речовин використовується в процесах біосинтезу (утворення біомаси – активного мулу або біоплівки), а інша частина перетворюється на нешкідливі продукти окиснення: воду,  $C_2$ ,  $NO_3$  та ін.

Деградація органічних речовин мікроорганізмами в аеробних й анаеробних умовах здійснюється з різними енергетичними балансами сумарних

реакцій. За аеробного біоокиснення глюкози 5 % енергії, яку вона містить, витрачається на приріст біомаси, і 41 % становлять теплові втрати. Цим обумовлений активний ріст аеробних мікроорганізмів. Чим вищою є концентрація органічних речовин в оброблюваних стоках, тим сильніше розігрівання, вищі швидкість росту мікробної біомаси й накопичення надлишкового активного мулу. За анаеробної деградації глюкози з утворенням метану лише 8 % енергії витрачається на приріст біомаси, 3 % становлять теплові втрати і 89 % переходить у метан. Анаеробні мікроорганізми ростуть повільно й потребують високої концентрації субстрату. Порівняльна характеристика процесів аеробного й анаеробного очищення наведена на рис. 8.1.

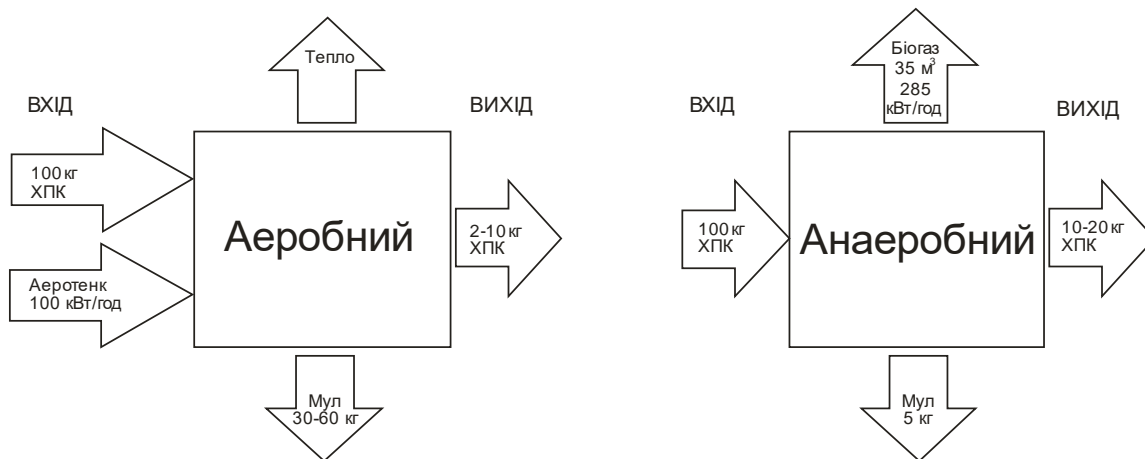


Рисунок 8.1 – Порівняння матеріального й енергетичного балансів методів аеробного та анаеробного очищення стічних вод

**Фактори, що впливають на ефективність біологічного очищення стічних вод.** Факторами, що впливають на ріст мікроорганізмів, є:

- температура середовища, у якому росте мікроорганізм;
- рН середовища;
- перемішування та аерація;
- характеристика стічних вод.

**Температура.** Кожний мікроорганізм росте в певних температурних межах. Температурний фактор впливає на максимальну швидкість росту мікроорганізмів. За досягнення максимальної швидкості росту зі збільшенням темпера-

тури відбувається подальше повільне збільшення швидкості росту мікроорганізмів.

У процесах біологічного очищення стічних вод залежно від зміни температурних умов довкілля відбувається зміна біоценозу. Залежно від кліматичних умов і пори року температура стічних вод, що біологічно очищуються, може коливатися від 2–5 до 25–35 °С. Навесні, влітку і ранньої осені, коли температура стічних вод не нижча ніж 15 °С, розвиваються переважно мезофільні й деякі термофільні мікроорганізми; пізньої осені, взимку і ранньою весною переважають психрофільні форми.

Підвищення температури вище від меж фізіологічної норми мікроорганізмів призводить до їх загибелі, у той час як зниження температури спричинює лише зниження фізіологічної норми активності мікроорганізмів. Повільна зміна температури в межах фізіологічної норми не чинить великого негативного впливу на мікроорганізми, однак різкі коливання температури несприятливо впливають на їх життєдіяльність.

За низьких температур знижується швидкість процесу біологічного очищення, зменшується глибина очищення і погіршується процес флокуляції мікроорганізмів, що, у свою чергу, призводить до збільшення кількості мікроорганізмів, які виносяться зі стічними водами з вторинних відстійників. У процесах аеробного очищення стічних вод за зниження температури стічної води від 20 до 6 °С кількість видів мікрофлори та мікрофауни в біоценозі активного мулу зменшується. Зміна температури від 20 до 37 °С зумовлює збільшення швидкості біологічного окиснення в 2–2,3 раза, а зміна температури від 20 до 6 °С сповільнює швидкість процесів приблизно вдвічі.

Оскільки підвищення температури вище від певної межі призводить до пригнічення росту бактерій, надлишкове тепло, що утворюється під час метаболізму мікроорганізмів, необхідно видаляти.

Кількість тепла, що виділяється мікроорганізмами, визначають за формулою

$$Y_{\text{ккал}} = \frac{Y_s}{H_s - Y_s H_c}, \quad (8.1)$$

де  $Y_{\text{ккал}}$  – відношення маси клітин до кількості виділеної енергії, г/кКал;  $Y_s$  – відношення маси клітин до маси поглиненого субстрату, г/г;  $H_s$  – кількість тепла, що виділяється під час згоряння субстрату, кКал/г;  $H_c$  – кількість тепла, що виділяється під час згоряння клітин, кКал/г.

Швидкість виділення тепла за одиницю часу

$$Q_w = V \mu x \frac{1}{Y_{\text{ккал}}}, \quad (8.2)$$

де  $V$  – об'єм реактора;  $\mu x$  – швидкість росту бактерій.

**pH.** Мікроорганізми в цілому ростуть у межі зміни pH від 1 до 11, хоча одного виду, який міг би існувати в настільки широкій межі зміни pH, не існує. Для більшої частини бактерій ефективне очищення стічних вод відбувається, якщо pH = 5,5–8,5; оптимальне значення pH = 6,5–7,5. Якщо нижче ніж pH = 5 і вище ніж 8,5, то бактерії ростуть погано.

У процесі життєдіяльності багато бактерій можуть підкисляти або облуговувати середовище. Наприклад, під час розкладання сечовини або білків утворюється аміак, а під час споживання солей органічних кислот у середовищі накопичуються катіони лужних металів.

**Системи перемішування та аерації.** Специфіка біохімічних процесів полягає в тому, що в них беруть участь живі клітини, субклітинні структури або виділені з клітин ферменти та їх комплекси. Клітини, часто зв'язані в довгі ланцюжки, а особливо гіфи грибів, значно збільшують в'язкість середовища. Крім того, рідина містить ниткоподібні утворення. Зусилля нижчі від граничної величини, прикладені до такої рідини, не викликають її перемішування, а зайві зусилля призводять до ушкодження й загибелі клітин, пригнічення росту біооб'єкта. Тому вибір пристроїв для перемішування є важливим завданням під час проведення біологічних процесів.

Аеробні процеси вимагають підведення кисню і відведення продуктів метаболізму. Анаеробні процеси також вимагають відведення продуктів життєді-



яльності. Тому системи газопостачання та аерації мають важливе значення для роботи біохімічного реактора в цілому.

За способом перемішування і циркуляції біореактори поділяються на апарати з механічним, пневматичним і циркуляційним перемішуваннями.

*Апарати з механічним перемішуванням* мають механічну мішалку та відбивні перегородки. Іноді відбивні перегородки не можна використовувати через нарощення на них мікроорганізмів, що погіршує умови перемішування й аерації в апараті. Для вирощування грибів використовують мішалки з плоскими лопатями, що не розривають міцели. У деяких апаратах використовують пустотілі мішалки, у яких повітря надходить через нижній кінець вала та пустотілі лопаті. Обертання мішалки сприяє диспергуванню повітря в рідині.

В *апаратах із пневматичним перемішуванням* перемішування здійснюється шляхом барботажу бульбашками повітря. Найпростіший апарат цього типу – барботажна камера, у якій розширене барботером повітря піднімається знизу вгору і перемішує середовище в апараті. Швидкість масопередачі в такому апараті набагато нижча, ніж в апаратах із механічним перемішуванням. На сучасному етапі застосовуються нові види аерації – повітря подається через пропіленові мембрани.

*Апарати з циркуляційним перемішуванням.* Біореактори містять насоси та ежектори, що створюють спрямовану течію рідини по замкненому контуру. Рідина захоплює із собою бульбашки повітря і здійснюється одночасна аерація. Апарати циркуляційного типу часто заповнюються насадкою, за яку слугують пісок, обпалена глина, полімерні матеріали. Клітини ростуть у вигляді плівки на поверхні насадки. Закріплення на твердій поверхні стимулює розвиток багатьох організмів, зокрема грибів.

Ефективність аерації може бути підвищена за допомогою носіїв кисню, які додаються до середовища для вирощування клітин. Механізм дії таких носіїв описується за такою схемою:

– носій бере кисень під час контакту з газовою фазою і віддає його в рідку фазу;

– носій бере кисень у рідкій фазі й віддає його під час контакту з клітиною;

– носій бере кисень із газової фази і віддає його клітині.

Серйозною проблемою під час аерації є піноутворення. Воно пов'язане з наявністю в середовищі ПАР. Пінний шар над середовищем культивування в біореакторі має подвійне призначення. З одного боку, піна сприяє росту багатьох аеробних мікроорганізмів. Упроваджуючись у межу поділу вода – повітря, вони стимулюють масопередачу між фазами, що знижує витрати на перемішування й аерацію. З іншого боку, надмірне піноутворення призводить до скорочення корисного об'єму реактора, створює загрозу зараження культури сторонньою мікрофлорою. Тому необхідною складовою частиною реактора є система піногасіння. Розрізняють хімічні, механічні, акустичні види піногасіння. Ефективними хімічними піногасниками є рослинні, тваринні й мінеральні жири. Використовуються також механічні піногасники – лопаті, диски, барабани, розміщені у верхній частині реактора.

**Характеристика стічних вод.** Стічні води, що спрямовуються на біологічне очищення, характеризуються величиною БПК і ХПК.

**БПК** – це біохімічна потреба в кисні, або кількість кисню, використаного при біохімічних процесах окиснення органічних речовин (не включаючи процеси нітрифікації) за певний проміжок часу (2, 5, 8, 10, 20 діб), у мг кисню на 1 мг речовини. Наприклад, БПК<sub>5</sub> – біохімічне споживання кисню за п'ять діб; БПК<sub>повн</sub> – повне біохімічне споживання кисню до початку процесу нітрифікації.

**ХПК** – це хімічна потреба в кисні, тобто кількість кисню, еквівалентна кількості окиснювача, необхідного для окиснення всіх відновників, що містяться у воді. ХПК також виражають у мг кисню на 1 мг речовини.

Для встановлення можливості подачі промислових стічних вод на біохімічні очисні споруди встановлюють максимальні концентрації токсичних речовин, що не впливають на процеси біохімічного окиснення (МК<sub>б</sub>) і на роботу очисних споруджень (МК<sub>о.с</sub>). За відсутності таких даних можливість біохімічного окиснення встановлюють за *біохімічним показником*, під яким розуміють

відношення БПК<sub>повн</sub> і ХПК. При цьому необхідно, щоб стічні води не містили отруйних речовин і домішок важких металів. Для неорганічних речовин, що практично не піддаються окисненню, також установлюють максимальні концентрації. Якщо такі концентрації перевищені, воду не можна піддавати біохімічному очищенню.

Біохімічний показник є параметром, необхідним для розрахунків та експлуатації промислових споруд для очищення стічних вод. Його значення коливаються в широких межах для різних груп стічних вод. Промислові стічні води мають низький біохімічний показник (0,05–0,3); побутові стічні води – більше ніж 0,5. За біохімічним показником концентрації забруднень і токсичності промислові стічні води поділяють на чотири групи.

Перша група має біохімічний показник більше ніж 0,2. До цієї групи відносять стічні води харчової промисловості (дріжджових, крохмальних, цукрових, пивоварних заводів), прямої перегонки нафти, жирних синтетичних кислот, білково-вітамінних концентратів та ін. Органічні забруднення цієї групи не токсичні для мікроорганізмів, стічні води можуть підлягати біологічному очищенню.

Друга група має показник у межах 0,1–0,02. До цієї групи входять стічні води коксування, коксохімічних, содових заводів. Ці води після механічного очищення можуть бути спрямовані на біохімічне окиснення.

Третя група має показник 0,01–0,001. До неї належать, наприклад, стічні води процесів сульфування, хлорування, виробництва масел і ПАР, сірчанокислотних заводів, підприємств чорної металургії, важкого машинобудування та ін. Ці води після механічного й локального фізико-хімічного очищення можуть бути спрямовані на біохімічне окиснення.

Четверта група має показник нижчий ніж 0,001. Стічні води цієї групи неважно містять зважені частинки. До таких вод належать стоки вугле- і рудозбагачувальних фабрик та ін. Для них використовують механічні методи очищення.

Стічні води першої і другої груп відносно постійні за видом і витратою за-

бруднень. Після очищення вони можуть застосовуватися в системах оборотного водопостачання. Стічні води третьої групи утворюються періодично й відрізняються змінною концентрацією забруднень, стійких до біохімічного окиснення. Вони забруднені речовинами, що добре розчинні у воді. Ці води не придатні для оборотного водопостачання.

Біогенні елементи й мікроелементи є необхідними для успішного перебігу біохімічних реакцій у стічних водах. До них належать N, S, P, K, Mg, Ca, Na, Cl, Fe, Mn, Mo, Ni, Co, Zn, Cu та ін. Серед них основними є N, P і K, які під час біологічного очищення повинні бути наявними в необхідних кількостях. Вміст інших елементів не нормується.

Нестача азоту гальмує окиснення органічних забруднювачів і спричинює утворення важкоосідаючого мулу. Нестача фосфору призводить до розвитку нитчастих бактерій і, як наслідок, до поганого осідання й винесення активного мулу з очисних споруд, затримки росту мулу й зниження ефективності окиснення.

Вміст біогенних елементів залежить від складу стічних вод і повинен установлюватись експериментально. Орієнтовне співвідношення БПК<sub>повн</sub>:N:P за тривалості очищення до трьох діб становить 100:5:1. За тривалості очищення 20 діб це співвідношення необхідно підтримувати на рівні 200:5:1.

У разі нестачі нітрогену, фосфору і калію в стічні води додають азотні, фосфорні й калійні добрива. Сполуки азоту, фосфору і калію містяться в побутових стічних водах, тому під час спільного очищення з промисловими стоками додавати біогенні елементи не потрібно.

## **8.2. Кінетика процесів біологічного очищення стічних вод**

Вилучення забруднень зі стічних вод забезпечується низкою масообмінних процесів: сорбції, гідролізу, ферментативних реакцій та окиснення безпосередньо клітиною.

Для того щоб відбувався процес біохімічного окиснення органічних речо-

вин, що містяться в стічних водах, вони повинні потрапити всередину клітин мікроорганізмів. До поверхні клітин речовини надходять унаслідок конвективної й молекулярної дифузії, а всередину клітин – шляхом дифузії через напівпроникні цитоплазматичні мембрани. Однак більша частина речовини надходить усередину клітин за допомогою специфічного білка-переносника. Розчинний комплекс «речовина – переносник» дифундує через мембрану в клітину, де він розпадається, і білок-переносник включається в новий цикл перенесення речовини.

Основну роль у процесі очищення стічних вод відіграють процеси перетворення речовини, що відбуваються всередині клітин мікроорганізмів, – ферментативні процеси. Ці процеси закінчуються окисненням речовини з виділенням енергії та синтезом нових речовин із витратою енергії.

Швидкість ферментативних реакцій обчислюють за рівнянням Міхаеліса – Ментен:

$$W = \frac{W_{\max} \cdot C}{k_M + C}, \quad (8.3)$$

де  $W = \frac{dP}{d\tau}$  – швидкість реакції з утворенням продукту  $P$  із субстрату за концентрації субстрату  $C$ ;  $W_{\max}$  – максимальна швидкість реакції без лімітування концентрацією субстрату;  $k_M$  – константа Міхаеліса – Ментена, моль/л, що характеризує залежність швидкості ферментативної реакції від концентрації субстрату в стаціонарному процесі.

Рівняння (8.3) визначає швидкість перебігу реакцій усередині клітин мікроорганізмів.

Ферменти, що є складними білковими сполуками, відіграють роль прискорювальних каталізаторів біохімічних реакцій. Для руйнувань складної суміші органічних речовин необхідно 80–100 різних ферментів, кожний із них має свою оптимальну температуру, вище за яку швидкість реакції знижується.

Існують речовини, що підвищують активність ферментів, – активатори (вітаміни, катіони  $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Mn}^{2+}$ ) та інгібітори, що знижують активність фер-

ментів (наприклад, солі важких металів, антибіотики).

Швидкість біохімічних реакцій визначається активністю ферментів, що залежить від температури, рН та наявності в стічній воді різних речовин.

Мікроорганізми здатні окиснити багато органічних речовин, але для цього потрібен різний час адаптації. Легко окиснюються бензойна кислота, етиловий та аміловий спирти, гліколі, ацетон, гліцерин, анілін, складні ефіри. Речовини, що містяться в стічних водах у колоїдному або дрібнодисперсному стані, окиснюються з меншою швидкістю, ніж речовини, розчинені у воді.

Кінетика біологічного очищення описується рівнянням Моно

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot C}{k_L + C}, \quad (8.4)$$

де  $\mu = \frac{dx}{d\tau} x$  – питома швидкість росту біомаси;  $\mu_{\max}$  – максимальна швидкість росту біомаси;  $C$  – концентрація субстрату;  $k_L$  – константа напівнасичення, або константа Міхаеліса (тобто коефіцієнт, що характеризує концентрацію поживної речовини, за якої питома швидкість росту біомаси вдвічі нижча від максимального значення);  $x$  – концентрація мікроорганізмів.

Рівняння (8.4) може використовуватися для опису ідеального росту бактерій у будь-якому біореакторі, у якому можуть бути охарактеризовані потоки. Однак на процес росту впливає безліч факторів, тому ідеальний ріст майже ніколи не досягається і під час розгляду процесу росту біомаси необхідно враховувати фактори, що трапляються в реальних системах.

За наявності в субстраті інгібіторів реакцію бактерій на інгібітори росту оцінюють аналогічно кінетиці інгібування ферментів. Ця аналогія проявляється в концепції двох основних типів інгібування: конкурентного, за якого інгібітор конкурує із субстратом, що лімітує ріст, через подібність із цим субстратом, і неконкурентного, коли інгібітор впливає не так, як субстрат, що лімітує ріст. В обох випадках інгібування описується за допомогою введення коефіцієнта

$$\alpha = \frac{3 + k_3}{k_3}, \quad (8.5)$$

де  $i$  – концентрація інгібітора;  $k_i$  – константа інгібування.

Для конкурентного інгібування рівняння Моно набере вигляду

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot C}{\alpha k_s + C} \quad (8.6)$$

і для неконкурентного

$$\mu = \frac{\mu_{\max} \cdot C}{\alpha(k_L + C)}. \quad (8.7)$$

Як інгібування субстратом, так й інгібування продуктом можуть розглядатися як випадки неконкурентного інгібування. Для інгібування субстратом, що лімітує ріст,  $i$  в рівнянні (8.5) може бути замінене на  $C$ , і рівняння (8.7) набере вигляду

$$\mu = \mu_{\max} \left[ 1 + \frac{k_L}{C} + \frac{k_L + C}{k_i} \right]. \quad (8.8)$$

Під час інгібування субстратом, що лімітує ріст,  $C \gg k_L$ , тоді рівняння (8.8) може бути спрощене до виразу

$$\mu = \frac{\mu_{\max} C k_i}{C k_i + k_L k_i + C^2}, \quad (8.9)$$

яке часто називають *рівнянням Халдейна*.

Залежність між величинами  $\mu$  і  $C$  як для неінгібуючого, так й інгібуючого субстрату показана на рис. 8.2.

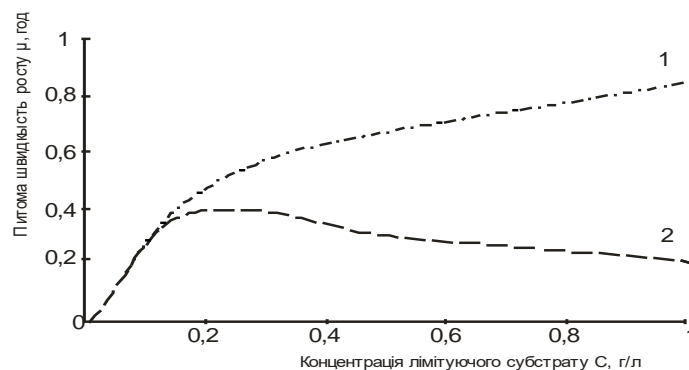


Рисунок 8.2 – Залежність Моно: вплив на питому швидкість зростання концентрації неінгібуючого (1) й інгібуючого (2) субстратів, що лімітують ( $\mu_{\max} = 1,0 \text{ год}^{-1}$ ;  $k_L = 0,1 \text{ г/л}$ ;  $k_i = 0,4 \text{ г/л}$ ); ( $\mu$ ,  $\text{год}^{-1}$ , питома швидкість росту, концентрація субстрату, що лімітує,  $\text{г/л}$ )

У першому випадку значення  $\mu$  зі збільшенням  $C$  наближається до  $\mu_{\max}$ , у той час як у другому випадку  $\mu$ , досягнувши певного максимуму, починає істотно зменшуватися через те, що зі зростанням концентрації субстрату зростає його інгібуюча дія.

Крім впливу на питому швидкість зростання, деякі інгібітори можуть також знижувати коефіцієнт виходу біомаси завдяки роз'єднанню процесів росту й окиснення субстратів. Такі механізми використовуються для процесів очищення стічних вод, у яких мінімізація утворення біомаси (мулу) є актуальною.

### 8.3. Біологічні реактори періодичної дії

Швидкість росту бактеріальної біомаси в періодичній культурі, що добре перемішується і містить дисперговані бактеріальні клітини, які розмножуються поділом, у часі буде пропорційною концентрації бактеріальної біомаси, тобто

$$\frac{dx}{d\tau} = \mu x. \quad (8.10)$$

Залежно від часу проведення процесу розрізняють кілька фаз росту мікроорганізмів:

- фазу пристосування (лаг-фаза), коли клітинки збільшуються в розмірах, але кількість їх не зростає;
- фазу експонентного росту, коли клітинки діляться з максимальною швидкістю;
- фаза затримки росту, що спостерігається за виснаження поживних речовин у реакторі;
- фазу стаціонарного росту, коли кількість мікроорганізмів залишається незмінною;
- фазу відмирання.

### 8.4. Біологічні реактори безперервної дії

Розглянемо реактор безперервної дії, у якому відбувається очищення стічних вод за повного перемішування. Об'єм рідини в біореакторі  $V$  і швидкість



поток рідини в біореактор та з нього  $w$  сталі, тобто не відбувається споживання, випаровування або накопичення рідини. Концентрація бактерій у вхідному потоці передбачається такою, що дорівнює нулю, а в біореакторі – такою, що дорівнює  $x$ , концентрації лімітуючого субстрату –  $C_0$  і  $C$  відповідно.

Рівняння матеріального балансу для бактеріальної біомаси лімітуючого субстрату в такій системі можуть бути одержані прирівнюванням приросту біомаси або лімітуючого субстрату за нескінченно малий  $d\tau$  відрізок часу процесів, за рахунок яких відбувається збільшення або зменшення цього приросту, тобто росту, споживання, до вихідного і вхідного потоків. Для бактеріальної біомаси рівняння матеріального балансу матиме такий вигляд:

$$Vdx = V\mu d\tau - wx dx. \quad (8.11)$$

Для лімітуючого субстрату рівняння матеріального балансу

$$VdC = wC_0 d\tau - wC d\tau - \frac{V\mu d\tau}{Y_{x/c}}, \quad (8.12)$$

де  $Y_{x/c} = -\frac{dx}{dC}$  – коефіцієнт росту бактеріальної біомаси.

Для роботи реактора у стаціонарному режимі з рівнянь (8.11) і (8.12) знайдемо вирази для визначення концентрації біомаси в реакторі:

$$x = Y_{x/c} \left( C_0 - \frac{k_L D}{\mu_{\max} - D} \right), \quad (8.13)$$

де  $D = \frac{w}{V}$ .

На практиці рідко доводиться спостерігати режим повного перемішування і внаслідок цього важливо враховувати процеси поділу в зростаючій мікробній популяції (наприклад, явище клітинного росту на стінках реактора). Багато бактерій здатні прилипати і рости на твердих поверхнях. Якщо безперервний процес здійснюється впродовж тривалого часу, то на занурених частинах біореактора відбувається ріст бактерій, і це змінює загальні експлуатаційні характеристики апарата.

## 8.5. Аеробні процеси

Аеробний метод базується на використанні аеробних груп організмів, для життєдіяльності яких необхідні постійний приплив кисню і температура 20–40 °С. За аеробного очищення мікроорганізми культивуються в активному мулі або біоплівці.

Аеробне мікробне середовище представлене різноманітними мікроорганізмами, переважно бактеріями, що окиснюють різні органічні речовини, здебільшого незалежно один від одного, хоча окиснення деяких речовин здійснюється шляхом співокиснення (кометаболізм). Активний мул становить бурувато-жовті грудочки і пластівці розміром від 3 до 150 мм, що складаються із живих організмів та твердого субстрату. В активному мулі містяться мікроорганізми різних груп і найпростіші. Найпростіші не беруть особливої участі в очищенні стічних вод, але сприяють осадженню мулу й освітленню стічних вод. В 1 м<sup>3</sup> активного мулу міститься  $2 \cdot 10^{14}$  бактерій.

В активному мулі наявні бактерії видів *Paracoccus*, *Caulobacter*, *Hyphomicrobium*, *Nitrobacter*, *Acinetobacter*, *Sphaerotilus*, *Aeromonas*, *Pseudomonas*, *Cytophaga*, *Flavobacterium*, *Flexibacter*, *Halisomenobacter*, *Artrobacter*, *Corynebacterium*, *Microtrix*, *Nocardia*, *Rhodococcus*, *Bacillus*, *Clostridium*, *Lactobacillus*, *Staphylococcus*. Вважається, однак, що на сьогодні ідентифіковано не більше ніж 5 % видів мікроорганізмів, що беруть участь в аеробному очищенні води.

Суха речовина активного мулу містить 70–90 % органічних і 10–30 % неорганічних речовин. Субстрат є твердою відмерлою частиною решток водоростей і різних твердих залишків; до нього прикріплюються організми активного мулу. Субстрат становить близько 40 % активного мулу. Якість мулу визначається швидкістю його осадження і ступенем очищення рідини. Стан мулу характеризує «муловий індекс», що становить відношення об'єму частинки мулу, який осаджується, до маси висушеного осаду (у грамах) після відстоювання впродовж 30 хв. Чим гірше осідає мул, тим більш високий «муловий індекс».

Біоплівка росте на наповнювачі біофільтра, вона має вигляд слизуватих

обростань завтовшки 1–3 мм і більше. Біоплівка складається з бактерій, грибів, дріжджів, найпростіших, личинок комах. В 1 м<sup>3</sup> біоплівки міститься  $1 \cdot 10^{12}$  бактерій.

**Вміст кисню.** Вміст кисню є лімітуючим фактором в аеробних процесах. Кисень є погано розчинним газом, його розчинність описується законом Генрі. Мікроорганізми можуть його використовувати лише в розчиненому у воді вигляді. Для насичення стічної води киснем проводять процес аерації, розбиваючи повітряний потік на бульбашки, рівномірно розподіляючи їх у стічній воді. З бульбашок повітря кисень абсорбується водою, а потім переноситься до мікроорганізмів.

Перенесення кисню з газової фази до клітин відбувається двома етапами. Перший етап – перенесення кисню з повітряних бульбашок в основну масу рідини, другий – перенесення кисню з рідини до клітин мікроорганізмів. Обидва етапи пов'язані з подоланням дифузійних опорів біля поверхонь бульбашок і клітин мікроорганізмів.

Оскільки мікроорганізми мають незначний розмір і рухаються зі швидкістю стічної води, то товщина дифузійного примежового шару біля стінок клітин значно менша, ніж навколо бульбашок газу, тому він не чинить помітного опору перенесенню кисню. Отже, лімітуючою стадією процесу є перенесення кисню в рідкій фазі.

Для погано розчинних газів коефіцієнт масопередачі можна взяти таким, що дорівнює коефіцієнту масовіддачі. Як правило, поверхня контакту фаз між бульбашками повітря й рідиною важко визначається, тому в розрахунках використовують об'ємний коефіцієнт масовіддачі.

Кількість абсорбованого кисню визначається з рівняння

$$M = \beta_v V (C_{O_2}^* - C_{O_2}), \quad (8.14)$$

де  $M$  – кількість абсорбованого кисню, г/с;  $\beta_v$  – об'ємний коефіцієнт масовіддачі, с<sup>-1</sup>;  $V$  – об'єм стічної води в споруді, м<sup>3</sup>;  $C^*$ ,  $C$  – рівноважна концентрація і концентрація кисню в масі рідини, кг/м<sup>3</sup>.

Розчинений у воді кисень споживається мікроорганізмами зі швидкістю, що не перевищує швидкості абсорбції. Швидкість споживання кисню залежить від вмісту біомаси, швидкості росту й фізіологічної активності мікроорганізмів, виду і концентрації поживних речовин, вмісту токсичних елементів. Із підвищенням концентрації кисню в стічній воді швидкість його споживання збільшується до певної межі. Концентрація кисню у воді, за якої швидкість його споживання стає сталою і не залежить від подальшого підвищення концентрації, називається *критичною*  $C_{кр}$ . Критична концентрація менша за рівноважну і залежить від природи мікроорганізмів та температури в біореакторі. Критична концентрація визначається експериментальним і теоретичним методами, виходячи з рівняння росту біомаси.

Швидкість росту концентрації кисню, розчиненого у воді, дорівнює різниці швидкостей абсорбції та споживання:

$$\frac{dC_{O_2}}{d\tau} = \beta_v V (C_{O_2}^* - C_{O_2}) - w_{cn}. \quad (8.15)$$

Якщо швидкість споживання менша від швидкості абсорбції, то концентрація кисню в стічній воді зростає, що призводить до зниження швидкості абсорбції. Як наслідок, у стічній воді встановлюється концентрація кисню  $C_{ст}$ , відповідна стаціонарним умовам зі сталою концентрацією кисню. Достатня аерація стічних вод досягається за позитивної різниці  $C_{ст} - C_{кр}$ .

Перевагою аеробного очищення є висока швидкість процесу й використання речовин у низьких концентраціях. Великими недоліками, особливо під час оброблення концентрованих стічних вод, є високі енерговитрати на аерацію і проблеми, пов'язані з обробленням та утилізацією великих кількостей надлишкового мулу. Аеробний процес використовується під час очищення побутових, деяких промислових стічних вод із ХПК не вище ніж 2 000. Виключити зазначені недоліки аеробних технологій може попереднє анаеробне оброблення концентрованих стічних вод методом метанового бродіння, що не вимагає витрат енергії на аерацію і, більше того, пов'язана з утворенням цінного енергоносія – метану.

## 8.6. Анаеробні процеси

Деструкція органічних сполук може відбуватися за відсутності кисню і нітратів. Цей процес називається *анаеробним очищенням* і використовується як перший етап очищення дуже концентрованих промислових стічних вод ( $\text{БПК}_{\text{повн}} \approx 4\text{--}5$  г/л), що містять органічні речовини, які руйнуються анаеробними бактеріями в процесах бродіння.

Залежно від кінцевого виду продукту розрізняють такі види бродіння: спиртове, пропіоново-кисле, молочно-кисле, метанове та ін. Кінцевими продуктами бродіння є: спирти, кислоти, ацетон, бродильні гази ( $\text{C}_2$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ). Для очищення стічних вод використовують метанове бродіння.

У цьому разі використовується здатність певних мікроорганізмів розкласти в анаеробних умовах деякі типи органічних сполук з утворенням метану, що має велику теплотворну здатність. Метан, який утворився, можна використовувати для виробничих і побутових цілей, що значною мірою знижує експлуатаційні витрати на очищення.

Процес анаеробного бродіння здійснюється різними видами мікроорганізмів. Оскільки кількість енергії, яку можуть одержати мікроорганізми під час бродіння, досить обмежена, то для ефективного застосування цього процесу необхідна наявність певних умов, наприклад, постійно висока температура, постійне навантаження з органічних забруднень.

Процес анаеробної деструкції може бути умовно поділений на три стадії. Перша стадія – ферментативний гідроліз. Цей процес відбувається поза бактеріальною клітиною. Наступні стадії – утворення жирних кислот і метану – процеси, що відбуваються всередині бактеріальної клітини.

За видовим складом біоценоз метантенків значно бідніший за аеробні біоценози. Нараховують близько 50 видів мікроорганізмів, здатних здійснювати першу стадію – стадію кислотоутворення. Найчисленніші серед них – представники бацил і псевдомонад. Метаноутворювальні бактерії мають різноманітну форму: коки, сарцини та палички. Етапи анаеробного бродіння відбуваються одночасно, а процеси кислотоутворення і метаноутворення – паралельно. Оцто-

вокислі й метаноутворювальні мікроорганізми утворюють симбіоз, що вважався раніше одним мікроорганізмом під назвою *Methanobacillus omelianskii*. Процес метаноутворення – джерело енергії для цих бактерій, оскільки метанове бродіння є одним із видів анаеробного дихання, у ході якого електрони з органічних речовин переносяться на вуглекислий газ, що відновлюється до метану. Внаслідок життєдіяльності біоценозу метантенка відбувається зниження концентрації органічних речовин й утворення біогазу, що є екологічно чистим паливом.

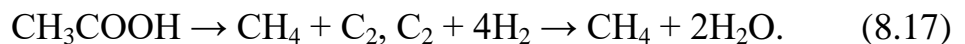
На першому етапі складні органічні речовини перетворюються на масляну, пропіонову і молочну кислоти. На другому етапі ці органічні кислоти перетворюються на оцтову кислоту, водень, вуглекислий газ. На третьому етапі метаноутворювальні бактерії відновлюють двоокис вуглецю в метан із поглинанням водню.

Основна реакція метаноутворення –

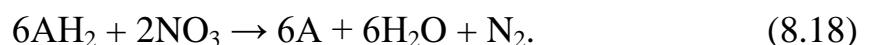


де  $H_2A$  – органічна речовина, що містить  $H_2$ .

Метан може утворюватися внаслідок розпаду оцтової кислоти



За денітрифікації в анаеробних умовах



Основними параметрами анаеробного бродіння є температура, доза завантаження осаду і ступінь його перемішування. Процеси анаеробного очищення здійснюють у мезофільних (30–35 °C) і термофільних (50–55 °C) умовах. Повного розпаду органічних речовин у метантенках досягти не можна. У середньому ступінь розпаду органічних речовин становить близько 40 %. Тому наступною стадією очищення є очищення в аеробних умовах.

Перевагою анаеробного процесу є порівняно незначне утворення мікробної біомаси. До недоліків необхідно віднести неможливість видалення органічних забруднень за низьких концентрацій.

## Питання для самоконтролю

1. Які види біохімічних процесів природоохоронних технологій вам відомі? Назвіть їх переваги та недоліки.
2. Які фактори впливають на ефективність біологічного очищення стічних вод?
3. Охарактеризуйте вплив температури на перебіг біологічного очищення стічних вод. Запишіть рівняння для визначення кількості тепла, що виділяється мікроорганізмами.
4. Наведіть класифікацію біореакторів залежно від способу перемішування та циркуляції.
5. Назвіть характеристики стічних вод, що впливають на ефективність біологічного очищення.
6. З яких стадій складається процес біохімічного розкладання органічних речовин?
7. Запишіть рівняння для визначення швидкості ферментативних реакцій.
8. Запишіть рівняння Моно й охарактеризуйте його складові.
9. Опишіть вплив інгібіторів росту на процес біологічного очищення. Запишіть рівняння Моно для різних видів інгібування.
10. Опишіть стадії росту мікроорганізмів у біореакторах періодичної дії.
11. Опишіть процеси в біореакторах безперервної дії.
12. Охарактеризуйте активний мул та біоплівку.
13. Опишіть стадії перенесення кисню з газової фази до клітин.
14. Опишіть стадії перебігу анаеробних процесів.

### **Список додаткової літератури для вивчення розділу 8**

1. Ивчатов А. Л. Химия воды и микробиология / А. Л. Ивчатов, В. И. Малов. – Москва : ИНФРА-М, 2006. – 217 с.
2. Терентьев В. И. Биотехнология очистки воды : учеб. пособие : в 2 ч. / В. И. Терентьев, Н. М. Павловец. – Санкт-Петербург : Гуманистика, 2003. – Ч. 1.
3. Яковлев С. В. Водоотведение и очистка сточных вод : учебник для вузов / С. В. Яковлев, Ю. В. Воронов ; под общ. ред. Ю. В. Воронова. – 2-е изд., доп. и перераб. – Москва : Изд-во АСВ, 2002. – 704 с.



## РОЗДІЛ 9

### ПОДРІБНЮВАЧІ

Процес подрібнення матеріалів широко використовується в хімічній, харчовій, аграрній, будівельній та багатьох інших галузях промисловості. Так, у хімічній технології цей процес входить до більшості виробничих ліній через економію реагентів у хімічних перетвореннях. Відомо, що за зменшення розмірів частинок твердої фази, які вступають у гетерогенні реакції, збільшується площа фронту реакції і, як наслідок, значно збільшується їх швидкість, підвищуються якість продуктів й екологічна культура виробництва. Аналогічне явище спостерігається у процесах прискорення екстрагування, розчинення, випалювання, швидкість яких тим вища, чим більша сумарна площа частинок.

Проблеми досліджень процесів подрібнення полягають, з одного боку, у відсутності універсальних моделей математичного опису для різних видів дробарок і млинів, з іншого боку, існує потреба створення продуктивних ліній для подрібнення різноманітних матеріалів і більш низькими енерговитратами.

У ході розроблення таких ліній необхідно пам'ятати про екологічну безпеку помольних виробництв, а саме про очищення газових суспензій, що потрапляють до атмосфери від наявних у них частинок помелу різного дисперсного складу, що згубно впливають на довкілля. З розвитком хімічної промисловості обсяг сировини, що переробляється, безупинно збільшується, отже, зростає потреба в устаткуванні для подрібнення та зростають вимоги, що ставляться до продукту. Крім того, для економії енергоресурсів найважливіша завдання розробників машин для подрібнення – одержання максимальної поверхні обробленої частинки за раціональних витрат енергії на зазначений процес.

Аналіз діяльності вітчизняних підприємств, що спеціалізуються на виробництві продукції, до технології якої входить процес подрібнення, показав, що середньостатистична частка паливно-енергетичних витрат у структурі собівартості готових продуктів становить 20 %. З урахуванням того, що такі індустрії (зокрема будівельних матеріалів) споживають близько 20 видів мінеральної си-

ровини та більше 100 найменувань гірських порід і при цьому на їх доведення до стадії готового продукту витрачається така кількість енергії, – зниження цього виду витрат у структурі собівартості є важливим завданням для кожного інженера.

### 9.1. Способи та теоретичні основи подрібнення. Загальні положення

За розміром частинок вихідної сировини та кінцевого продукту подрібнення умовно можна підрозділити на кілька класів. Приблизна характеристика прийнятої класифікації подрібнення наведена вище.

Таблиця 9.1 – Класифікація подрібнення за розміром продукту

Клас		Розмір частинок до подрібнення $d$ , мм	Розмір частинок після подрібнення $d$ , мм
Дроблення	грубе	1 000	250
	середнє	250	20
	дрібне	20	1–5
Помел	грубий	1–5	0,1–0,04
	середній	0,1–0,04	0,005–0,015
	тонкий	0,1–0,04	0,001–0,005
	колоїдний	До 0,1	До 0,001

Твердий матеріал можна зруйнувати та подрібнити до частинок бажаного розміру розтисканням, розколюванням, розламуванням, різанням, розпилюванням, стиранням, ударом і різними комбінаціями цих способів.

*Розтискання* (рис. 9.1 а). Тіло під дією навантаження деформується у всьому об'ємі, та й коли внутрішнє напруження в ньому перевищить межу міцності стискання – воно руйнується. Внаслідок такого руйнування виходять частинки різних розміру та форми.

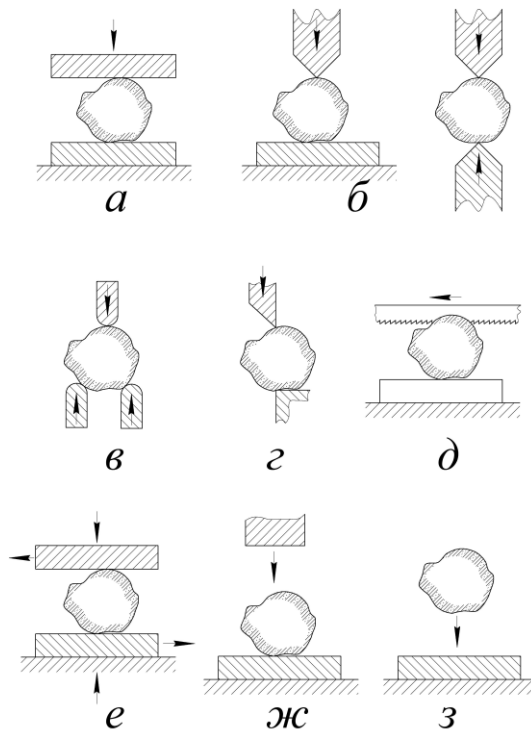


Рисунок 9.1 – Способи подрібнення:

*a* – розтискання; *б* – розколювання; *в* – розламування; *г* – різання; *д* – розпилювання; *е* – стирання; *жс* – скутий удар; *з* – вільний удар

*Розколювання* (рис. 9.1 б). Тіло руйнується на частини в місцях концентрації найбільших навантажень, що передаються робочими елементами подрібнювача. Частинки, що виходять при цьому, більш однорідні за розмірами та за формою, хоча форма, як і під час розтискання, неоднакова. Спосіб розколювання порівняно з розтисканням дозволяє регулювати розмір вихідних частинок.

*Розламування* (рис. 9.1 в). Тіло руйнується під дією вигинальних сил. Розміри та форма частинок, що виходять під час розламування, приблизно такі самі, як і під час розколювання.

*Різання* (рис. 9.1 г). Тіло ділиться на частини заздалегідь заданих розміру та форми. Процес повністю керований.

*Розпилювання* (рис. 9.1 д). У результаті виходять такі самі частинки, як і під час різання. Процес керований, частинки мають заздалегідь задані розмір та форму.

*Стирання* (рис. 9.1 е). Тіло подрібнюється під дією стискальних, розтягувальних та різальних сил. При цьому одразу отримують порошкоподібний продукт.

*Удар* (рис. 9.1 ж). Тіло розпадається на частини під дією динамічного навантаження. При зосередженому навантаженні виходить ефект, подібний до того, що відбувається під час розколювання, а при розподіленні за всім об'ємом – ефект руйнування, аналогічний розтисканню. Розрізняють руйнування тіла скутим та вільним ударом. При *скутому ударі* (рис. 9.1 ж) тіло руйнується між двома робочими органами подрібнювача. Ефект такого руйнування залежить від кінетичної енергії тіла, яке вдаряє. При *вільному ударі* (рис. 9.1 з) руйнування тіла настає внаслідок зіткнення його з робочим органом подрібнювача або іншими тілами в польоті. Ефект такого подрібнення визначається швидкістю їх зіткнення незалежно від того, рухається тіло чи робочий орган.

Із перелічених способів придатними для промислового подрібнення виявилися розколювання, розламування, розтискання, стирання, різання та удар. Розколювання застосовують для одержання кускових матеріалів; розламування – метод, що застосовується разом з іншими способами під час грубого, середнього та дрібного подрібнення, а різання та розпилювання – у тих випадках, коли потрібно отримати шматки матеріалу певного розміру та заданої форми. Стирання застосовують для тонкого подрібнення м'яких і в'язких матеріалів. При цьому воно завжди комбінується з розтисканням або ударом. Стирання покращує процес тонкого подрібнення та перемішування матеріалів, але при цьому збільшуються витрата енергії та спрацювання робочих органів машини. Продукти зношування потрапляють у помел, а це небажано, як із точки зору ведення самого процесу, так і через міркування одержання продуктів подрібнення високої чистоти. На принципах розколювання, розтискання та удару, а також на поєднанні цих способів із розламуванням і стиранням працює переважна більшість сучасних подрібнювачів.

## **9.2. Подрібнювачі розколювальної та розламувальної дій**

Подрібнення або руйнування шматків матеріалу розколюванням або розламуванням здійснюється дією на тіло зосереджених навантажень. При цьому виникає місцеве руйнівне напруження, що спричинює ділення тіла на частини.

Розколювання та розламування порівняно з простим розтисканням вимагають менших зусиль для руйнування шматків матеріалу, полегшують умови роботи відповідальних деталей подрібнювачів, зменшують вихід дрібних фракцій, надають продукт, більш однорідний за гранулометричним складом, і вимагають менших витрат енергії на одиницю одержаного помелу. Подрібнювачі розколювальної та розламувальної дії виявилися особливо ефективними під час грубого та середнього подрібнення, а також під час отримання кускового матеріалу з мінімальним виходом дрібної фракції. До подрібнювачів, що працюють на принципі розколювання та розламування (рис. 9.2), відносять щоківі, конусні та зубовалкові дробарки.

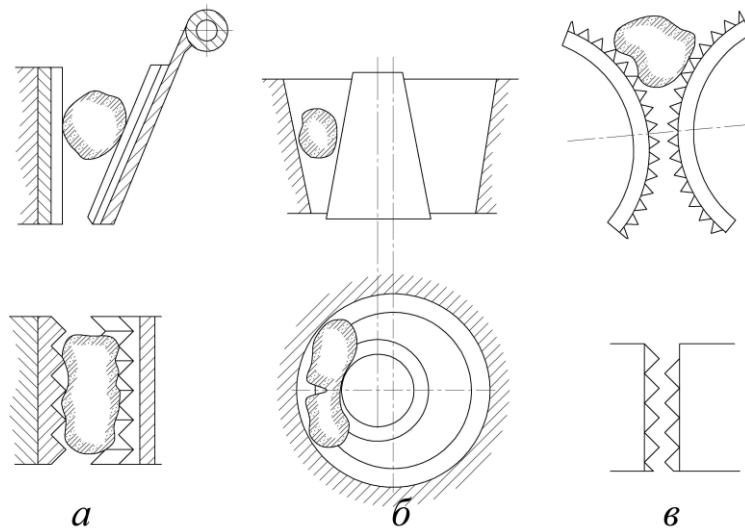


Рисунок 9.2 – Схеми подрібнювачів розколювальної та розламувальної дії:  
 а – щоків дробарка; б – конусна дробарка; в – зубовалкова дробарка

### 9.2.1. Щоківі дробарки

Робочими елементами щоківих дробарок є дві щоки (рис. 9.3): нерухома 1 і рухома 2. Щоки утворюють пащу. Матеріал потрапляє до пащі зверху. При зближенні щік шматки матеріалу руйнуються, а при розведенні – матеріал, що подрібнився, випадає через нижню щілину пащі. Рухома щока підвішується на осі за верхній кінець, як показано на рис. 9.3 а, б, в та е, або за нижній – рис. 9.3 г та д.

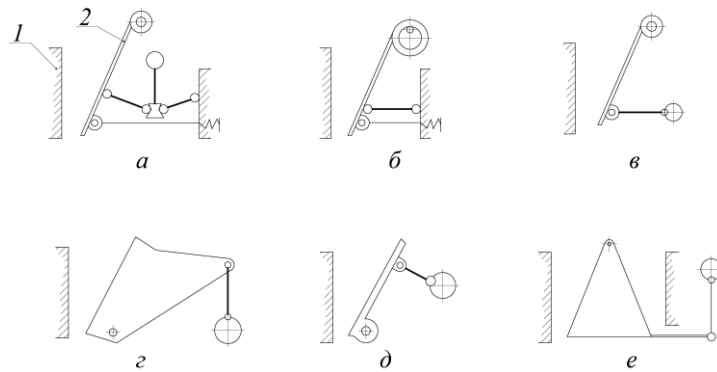


Рисунок 9.3 – Варіанти підвісів та приводів рухомої щоки:

*a* – верхній підвіс і вертикальний шатун; *б* – верхній підвіс на ексцентриковому валу; *в* – верхній підвіс і горизонтальний шатун; *г* – нижній підвіс і вертикальний шатун; *д* – нижній підвіс і горизонтальний шатун; *е* – верхній підвіс двобічної щоки і вертикальний шатун

При підвішування рухомої щоки за верхній кінець найбільший розмах здійснює її низ. Ширина щілини в процесі роботи дробарки змінюється. Гранулометричний склад продукту, що покидає машину через цю щілину, має великий розкид за фракціями. При нижньому підвісі рухомої щоки найбільше гойдання здійснює її верхній кінець. Нижній кінець щоки зафіксований віссю, тому ширина вихідної щілини залишається сталою. Це дозволяє отримувати продукт із більшою однорідністю за гранулометричним складом. У цей самий час за рахунок сталості ширини вихідної щілини утворюються застійні зони в нижній частині паці дробарки, і це перешкоджає виходу подрібненого матеріалу, знижує продуктивність дробарки та підвищує витрату енергії на одиницю готового продукту. Через це щоківі дробарки з нижньою опорою рухомої щоки виготовляють на невелику продуктивність і застосовують здебільшого для дослідницьких цілей. Найбільшого поширення набули дробарки, виконані за схемами на рис. 9.3 а та б.

На рисунку 9.4 показана щоква дробарка з верхнім підвісом і простим гойданням рухом щоки (передня стінка умовно знята). Така конструкція виконана за принциповою схемою на рис. 9.3 а.

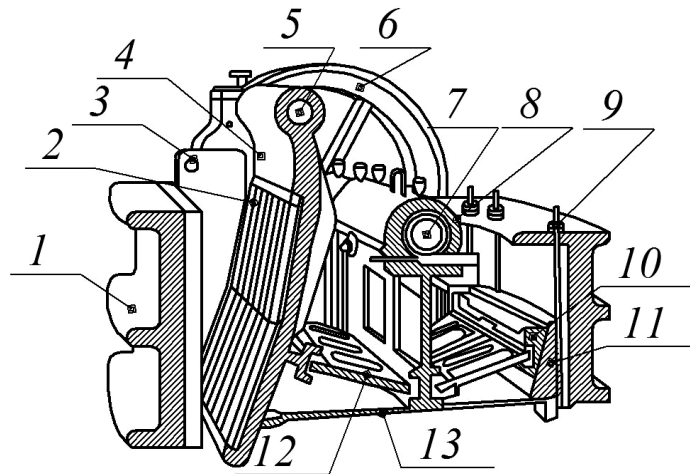


Рисунок 9.4 – Щокова дробарка з верхнім підвісом і простим гойданням щоки:

- 1 – станина; 2 – броньові плити; 3 – клини розпорів; 4 – рухома щока;  
 5 – вісь гойдання щоки; 6 – маховик; 7 – ексцентриковий вал;  
 8 – шатун; 9 – піднімальний гвинт; 10 – пересувний клин; 11 – упорний клин;  
 12 – натискні плити; 13 – тяга

Дробарка складається з литої або зварної станини 1, броньових плит 2, рухомої щоки 4, підвішеної на осі 5, маховика 6, шатуна 8, встановленого на ексцентриковому валу 7, гвинта 9 для піднімання клина 10, натискних плит 12 і тяги 13, що забезпечує контакт між рухомою щокою, натискними плитами, шатуном і клином 11. Зоною подрібнення є паща, утворена передньою торцевою та бічними стінками станини та рухомою щокою. Для зменшення зношення станини та рухомою щоки, а також для подрібнення матеріалу на робочі поверхні встановлюють броньові плити 2 та клини 3. Плити та клини виготовляють зі зносостійкої сталі чи загартованого чавуну. Найбільшому зношенню піддається нижня частина зони подрібнення плити. Для збільшення терміну служби ці плити роблять такими, щоб їх у міру спрацювання нижньої частини можна було перевернути верхнім кінцем донизу. Переріз робочих площин цих плит виготовляють із подовжніми виступами трикутної форми.

Процес руйнування матеріалу відбувається в період ходу рухомої щоки в напрямі нерухомої. При зворотному ході щоки подрібнений матеріал випадає через нижню щілину. Розмір помелу регулюють зміною ширини вихідної щіли-

ни, а останню можна змінити за допомогою спеціальних клинів 10, 11 та гвинта 9, або зміною однією з натискних плит 12. Щоб уникнути поломки складних і дорогих деталей машини в разі потрапляння до неї шматків, що не руйнуються, передбачається послаблення деяких простих деталей. У шоковій дробарці такою деталлю є одна з натискних плит, яка при перевантаженні ламається, або, якщо плита клепана, – зрізуються заклепки. Плити останнього типу переважають, оскільки в цьому разі вони можуть використовуватися повторно. Були спроби створення шоківих дробарок без холостого ходу, але такі машини виявилися громіздкими та дорогими й у техніці подрібнення не набули поширення.

Істотним недоліком шоківих дробарок є те, що зусилля дроблення передаються безпосередньо ексцентрику приводного вала. Це ускладнює створення дробарок великих розмірів.

### *9.2.2. Конусні дробарки*

На рисунку 9.5 подані схеми основних типів конусних дробарок для грубого (рис. 9.5 а, б), середнього (рис. 9.5 в) та дрібного (рис. 9.5 г) дроблення. Робочими елементами дробарок є поверхні двох вхідних один до одного конусів. Зовнішній конус 1 статично пов'язаний зі станиною дробарки, а внутрішній 2 – установлений на осі 3. В одних конструкціях (рис. 9.5 б, в і г) нижній кінець осі кріплять ексцентрично в стакані 4, під час обертання вісь описує конус. В інших конструкціях (рис. 9.5 а) кріплення осі здійснюється у співвісних підшипниках з ексцентриситетом відносно осі зовнішнього конуса 1. За такого обертання внутрішній конус дробарки в одній частині кола наближається до нерухомого конуса, руйнуючи матеріал, а в іншій, протилежній, частині кола віддаляється від нерухомого конуса. Подрібнений матеріал при цьому випадає через вихідну щілину, що розширилася. Таким чином, на відміну від шоківих, у конусних дробарках процес руйнування матеріалу та видалення його із зони подрібнення відбувається безперервно.



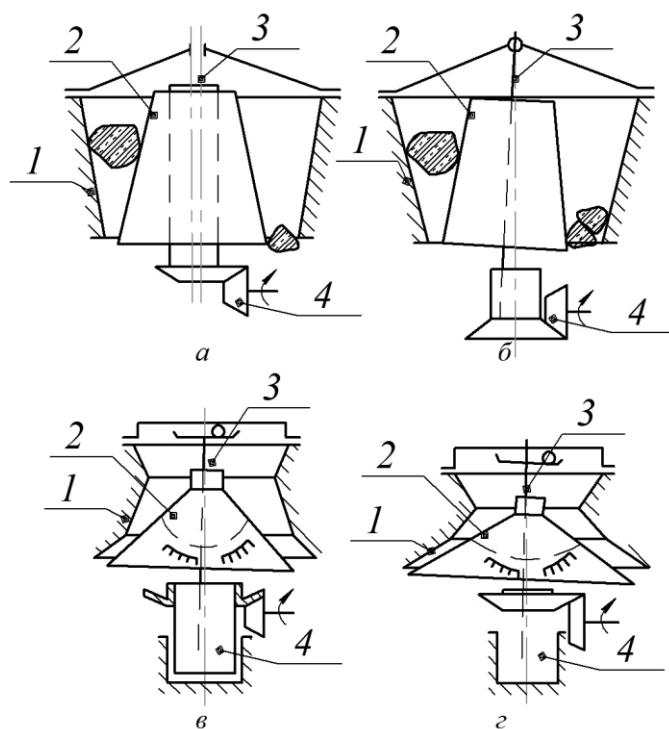


Рисунок 9.5 – Схеми конусних дробарок: *а, б* – для грубого дроблення; *в* – середнього дроблення; *г* – дрібного дроблення

*Дробарки для грубого дроблення.* На рисунку 9.6 показана конусна дробарка для грубого дроблення з виведенням подрібненого матеріалу через бічний лоток. Основними вузлами дробарки є станина, зовнішній конус, закріплений на станині, траверси для підвіски вала, внутрішній конус із валом і привод конуса. Всередині станини 21 розміщені напрямний стакан 23 із бронзовим вкладишем 3 та похилий лоток 25 для виведення роздробленого матеріалу. Зовнішній конус 19 зсередини футеровано двома рядами бронзових плит 4, 5 із марганцевистої сталі та за допомогою нижнього фланця й болтів прикріплено до станини.

Траверси 12, або павук, спираються на верхній фланець зовнішнього конуса та підтримують вал внутрішнього конуса 1. Останній укріплений на валу 6 та із зовнішнього боку захищений верхнім і нижнім бронзовими кільцями 16 і 18, які закріплюють за допомогою гайки 14 і контргайки 13. Верхній кінець вала внутрішнього конуса за допомогою деталей 8, 9, 10 і 11 підвішують до траверси, а нижній кінець входить в ексцентриковий стакан 22 приводного при-

строю.

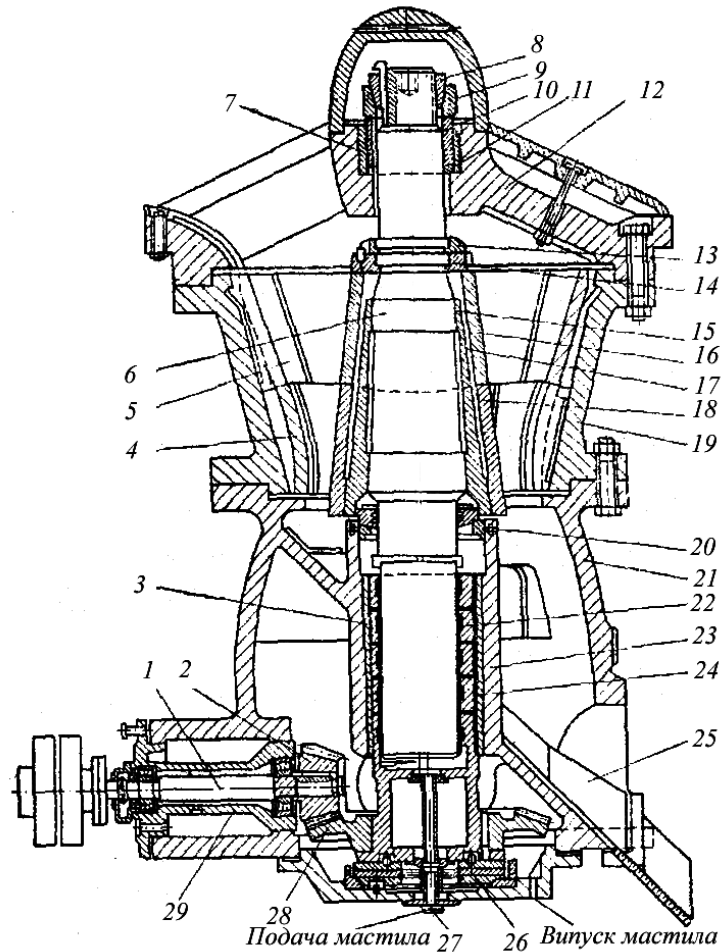


Рисунок 9.6 – Конусна дробарка для грубого дроблення:

- 1 – провідний вал; 2 – ведуча шестірня; 3 – вкладиш; 4, 5 – нижній і верхній ряди броньового захисту конуса; 6 – вал внутрішнього конуса; 7 – втулка; 8 – роз’ємна гайка; 9 – опорна шайба; 10 – опорна втулка; 11 – опорне кільце; 12 – траверси; 13 – контргайка; 14 – гайка; 15 – внутрішній конус; 16, 18 – верхнє та нижнє броньові кільця конуса; 17 – цинкова заливка; 19 – зовнішній конус; 20 – ущільнювальні кільця; 21 – станина; 22 – ексцентриковий стакан; 23 – напрямний стакан; 24 – бабітова заливка; 25 – лоток; 26 – опорний пристрій ексцентрикового стакана; 27 – штуцер подачі мастила; 28 – ведена шестірня; 29 – стакан

Ексцентриковий стакан упирається на підп’ятник 26, що складається з верхньої сталевий шайби, скріпленої зі стаканом, бронзовий шайби, нижньої

сталевої шайби та сферичної опорної шайби. На нижньому кінці ексцентрикового стакана укріплена конічна шестірня 28, яка разом зі стаканом приводиться в обертання за допомогою ведучої шестірні 2 і вала. Для захисту пари (вал – ексцентриковий стакан), що треться, від потрапляння в неї пилу встановлюють ущільнювальні кільця 20. Матеріал, що підлягає подрібненню, надходить у простір між зовнішнім і внутрішнім конусами, подрібнюється та виводиться через похилий лоток. Захисні кільця як внутрішнього, так і зовнішнього конусів виготовляють змінними.

Розмір роздробленого матеріалу визначається шириною вихідної щілини, яка може змінюватися переміщенням внутрішнього конуса у вертикальному напрямі за допомогою гайки 9. Під час піднімання конуса ця ширина зменшується, а під час опускання – збільшується.

*Дробарки для середнього дроблення.* На рисунку 9.7 наведена конусна дробарка для середнього дроблення. На відміну від конусних дробарок грубого дроблення в цих машинах зовнішній конус повернений широкою частиною донизу. Переріз зони подрібнення поступово звужується донизу та різко відхиляється від центральної осі дробарки. Другою відмінністю дробарок середнього дроблення є консольна посадка внутрішнього конуса 8 на центральний вал 13. Нижній кінець цього вала входить в ексцентриковий стакан 26 ексцентрично та під певним кутом до осі стакана та під час обертання заставляє внутрішній конус здійснювати обертальні рухи та кочення. У міру цього він наближається до зовнішнього конуса в одному місці та віддаляється в іншому. При цьому внутрішній конус наближається до зовнішнього, йде процес подрібнення, а з протилежного боку вже подрібнений продукт виходить із зони подрібнення.

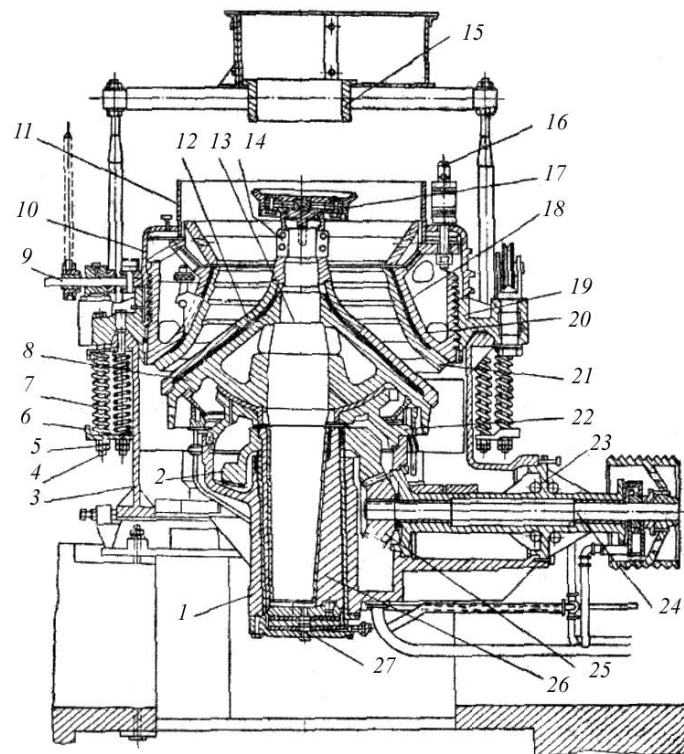


Рисунок 9.7 – Конусна дробарка середнього дроблення:

- 1 – напрямний стакан; 2 – ведена шестірня; 3 – станина; 4 – натяжний болт;  
 5 – гайка; 6 – шайба; 7 – пружина; 8 – внутрішній конус;  
 9 – гвинтовий домкрат; 10 – кожух; 11 – приймальна лійка; 12 – захист внутрішнього корпусу; 13 – центральний вал; 14 – фасонна гайка;  
 15 – завантажувальна лійка; 16 – стрижні з клиновим кріпленням;  
 17 – приймальна тарілка; 18 – цинкова заливка; 19 – встановлювальне кільце;  
 20 – зовнішній конус; 21 – захист зовнішнього конуса; 22 – сферична опора;  
 23 – стакан; 24 – ведучий вал; 25 – ведуча шестірня;  
 26 – ексцентриковий стакан; 27 – опорна п'ята ексцентрикового стакана

Робочі поверхні як внутрішнього, так і зовнішнього конусів захищають змінними плитами 12 і 21 зі сталі з високим вмістом марганцю. Зусилля, що сприймаються внутрішнім конусом під час руйнування матеріалу, передаються на опору 22, яка має сферичний бронзовий вкладиш.

Ця опора через напрямний стакан 1 пов'язана зі станиною 3. Ексцентриковий стакан 26 приводиться в рух через конічну ведену шестірню 2 від шестірні 25, що знаходиться на валу 24.

Зовнішній конус 20 спеціальним різьбленням стримується в установлювальному кільці 19, яке притягується до корпусу дробарки пристроєм, що складається з болтів із гайками 4, 5, шайби 6 і пружини 7. По колу дробарки залежно від її розміру встановлюються від 20 до 130 болтів із пружинами, які притискають кільце.

Кріплення зовнішнього конуса за допомогою пружин унеможливорює поломки машини в разі потрапляння в зону дроблення тіл, що не піддаються подрібненню. При потраплянні до зони дроблення таких тіл пружини стискаються, зовнішній конус піднімається і тверде тіло проходить через зони дроблення, не завдаючи машині шкоди. Розмір роздробленого матеріалу визначається шириною вихідної щілини, що може змінюватися за рахунок піднімання або опускання зовнішнього конуса поворотом його засобами гвинтового домкрата 9.

На рисунку 9.8 подана *конусна дробарка для дрібного дроблення* матеріалів. Від конусної дробарки для середнього дроблення вона відрізняється формою та співвідношенням розмірів зовнішнього та внутрішнього конусів. Твірна зовнішнього конуса – пряма лінія, тоді як у дробарок середнього дроблення вона крива. Розширення приймальної (верхньої) частини зони подрібнення досягається за рахунок скосів захисних плит і зменшення їх товщини. У нижній частині зони подрібнення значно збільшена ділянка з паралельними робочими поверхнями конусів, що забезпечує вихід подрібненого матеріалу, більш однорідного за розміром фракції.

Привод центрального вала, рух внутрішнього конуса, кріплення захисних плит, зміна ширини вихідної щілини, приймання вихідної сировини, а також забезпечення безаварійної роботи конусної дробарки для дрібного дроблення на випадок потрапляння в зону подрібнення предметів, що не дробляться, здійснюються так само, як і в машинах середнього помелу. В конструкціях конусних дробарок середнього та дрібного помелу ширину вихідної щілини, а отже, і розмір частинок помелу регулюють за допомогою установлювального кільця та гвинтової нарізки, яка є на кільці та зовнішньому конусі дробарки.

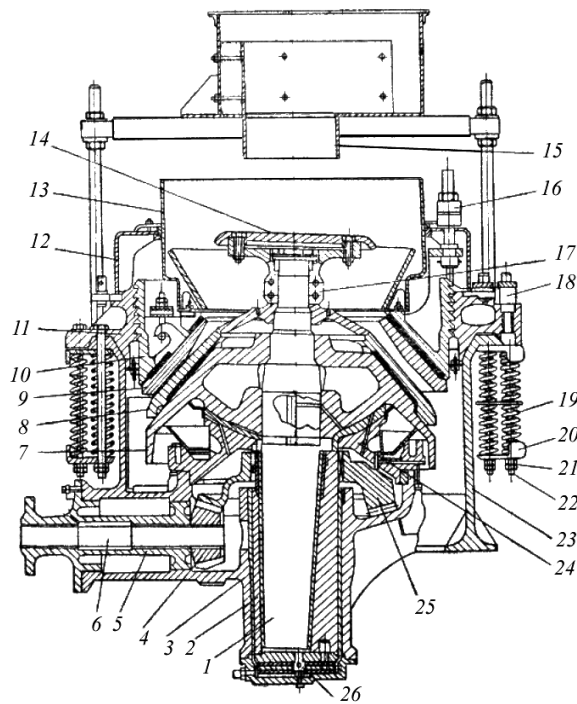


Рисунок 9.8 – Конусна дробарка для дрібного дроблення:

- 1 – центральний вал; 2 – ексцентриковий стакан; 3 – напрямний стакан;  
 4 – ведуча шестірня; 5 – стакан провідного вала; 6 – ведучий вал;  
 7 – внутрішній конус; 8 – захист внутрішнього конуса; 9 – захист зовнішнього конуса; 10 – зовнішній конус; 11 – установлювальне кільце;  
 12 – кожух; 13 – приймальна лійка; 14 – приймальна тарілка;  
 15 – завантажувальна лійка; 16 – стрижні з клиновим кріпленням;  
 17 – фасонна гайка; 18 – гвинтовий домкрат; 19 – пружини; 20 – шайба;  
 21 – гайка; 22 – натяжні болти; 23 – станина; 24 – сферична опора;  
 25 – ведена шестірня; 26 – під'ятник ексцентрикового стакана

Останній при повороті пересувається в осьовому напрямі, наближаючись або віддаляючись від внутрішнього конуса, внаслідок чого зазор між конусами (зона подрібнення) збільшується або зменшується. У такому пристрої найуразливішою частиною є нарізка, яка, забиваючись пилом, інтенсивно зношується, що ускладнює регулювання щілини та прискорює вихід із ладу відповідальних деталей. Іншим істотним недоліком конструкції конусних дробарок середнього та дрібного дроблення є наявність великої кількості пружинних амортизувальних пристроїв та обмеженість зусилля стискання пружин або відходу зов-

нішнього конуса від внутрішнього. Під час потрапляння до зони подрібнення надто великих тіл, які не піддаються подрібненню, пружини можуть стискатися до межі, однак тіло не пройде через утворену щілину. Дробарка заклинюється та забивається. Щоб після заклинювання привести дробарку знову до робочого стану, потрібно підняти зовнішній конус, а в деяких випадках ще й ослабити пружини, щоб витягти незруйноване тіло або пропустити його через зону подрібнення. Якщо врахувати при цьому, що нарізне з'єднання забивається пилом, а кількість пружинних пристроїв залежно від розміру дробарки становить від 20 до 130 одиниць, то «розклинення» дробарки є не легкою, тривалою та трудомісткою операцією.

У великих конусних дробарках для середнього та дрібного подрібнення застосовані гідравлічна амортизація та регулювання ширини вихідної щілини, схематичний пристрій якої показаний на рис. 9.9. Центральний вал 6 спирається на плунжер 2, циліндр 1 якого заповнений мастилом і з'єднаний мастилопроводом із газовим акумулятором 10, насосом 13 і збірником мастила 12.

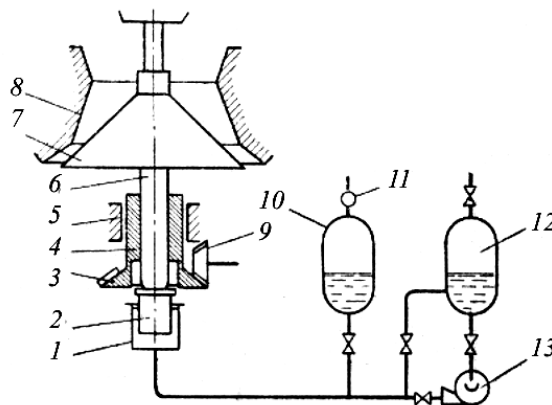


Рисунок 9.9 – Схема гідравлічної амортизації та регулювання розвантажувальної щілини конусних дробарок:

- 1 – циліндр; 2 – плунжер; 3 – ведена шестірня; 4 – ексцентриковий стакан;  
 5 – станина; 6 – вал; 7 – внутрішній конус; 8 – зовнішній конус;  
 9 – ведуча шестірня; 10 – акумулятор; 11 – запобіжний клапан;  
 12 – резервуар для мастила; 13 – насос

Регулювання вихідної щілини в таких дробарках здійснюється підніман-

ням або опусканням внутрішнього конуса при нагнітанні в циліндр 1 або випуску з нього мастила. Амортизація здійснюється за допомогою під'єданого до системи газового акумулятора 10. Під час роботи дробарки внутрішній конус стримується в заданому положенні гідравлічною системою та газовим акумулятором 10. При потраплянні до зони подрібнення тіла, що не дробиться, конус 7 опускається, натискаючи на плунжер 2, який передає мастило із циліндра 1 до газового акумулятора 10 доти, поки між зовнішнім і внутрішнім конусами не утворюється щілина, за шириною достатня для проходження тіла, що не дробиться. Під дією мастил, які надходять до акумулятора 10, газ, що знаходиться в ньому, стискається. Як тільки подрібнювач звільниться від тіла, що не дробиться, тиск газу знову передає мастило з акумулятора в циліндр 1; плунжер 2 підніметься та конус 7 займе звичне положення.

### **9.3. Подрібнювачі розтискної дії**

Основним способом подрібнення в машинах цього типу є розтискання матеріалу між двома робочими поверхнями. При цьому одна або обидві поверхні повинні бути рухомими, оскільки розтискання матеріалу відбувається лише під час їх зближення. Хоча в основу дії цих машин покладений один і той самий спосіб подрібнення, у конструкційному відношенні вони значно відрізняються одна від одної. Основними їх відмінностями є положення робочих елементів і принцип створення розтискних зусиль: в одних ці зусилля створюються пружинами, в інших – відцентровими силами. Трапляються й такі, у яких зусилля створюються тиском газу або рідини. До подрібнювачів розтискної дії належать гладковалкові дробарки, а також ролик-кільцеві вертикальні та горизонтальні млини.

#### *9.3.1. Гладковалкові дробарки*

На рисунку 9.10 показана двовалкова дробарка з гладкими валками. За своєю будовою вона відрізняється від двовалкової зубчастої дробарки тим, що на валках відсутні зуби. Подрібнення матеріалу здійснюється розтисканням у разі однакової швидкості обертання валків або розтисканням зі стиранням, коли валки мають різні швидкості обертання.



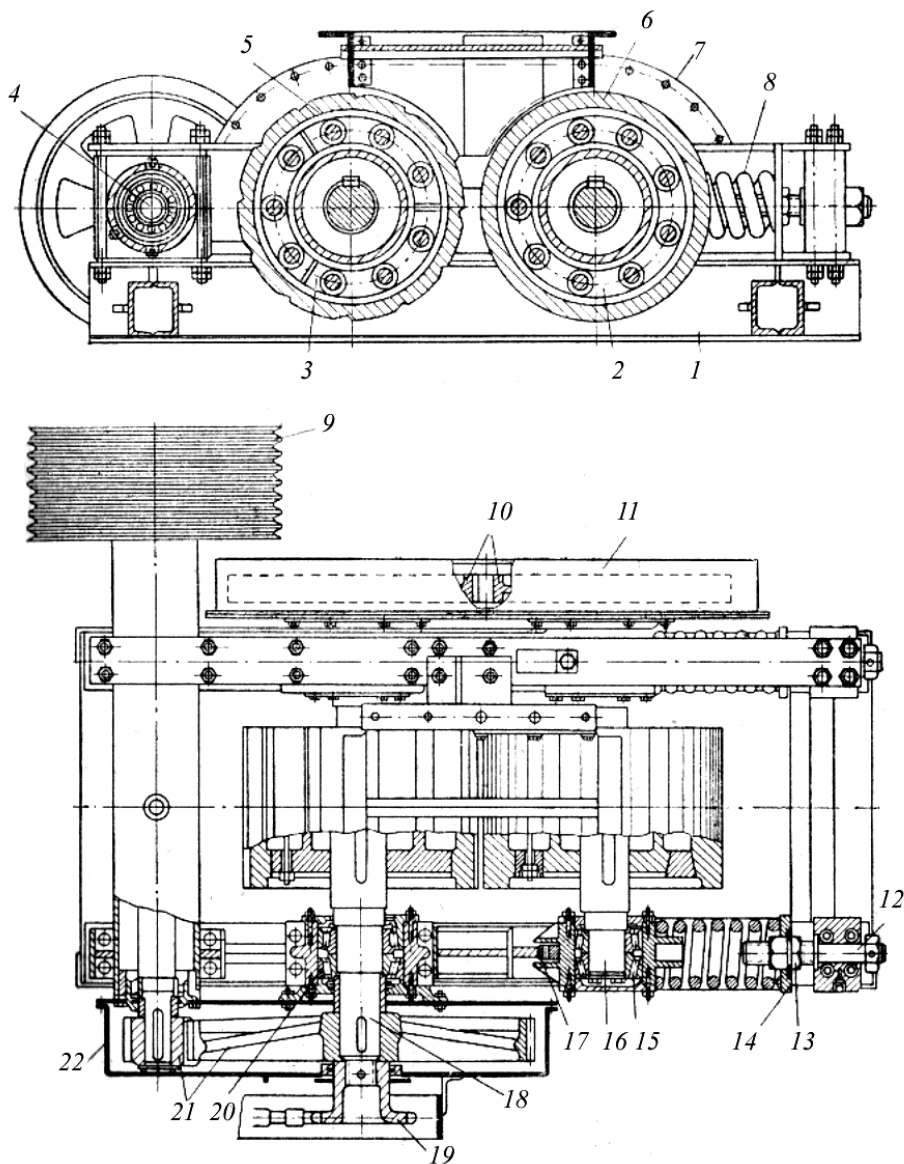


Рисунок 9.10 – Двовалкова незрівноважена дробарка з гладкими валками:  
 1 – рама; 2, 3 – валки; 4 – вал контрпривода; 5, 6 – змінні бандажі валків;  
 7 – кришка дробарки із завантажувальною лійкою; 8 – пружина; 9 – шків  
 контрпривода; 10 – зубчаста пара; 11 – захисний кожух; 12 – упорна шпилька;  
 13 – регулювальні гайки; 14 – шайба; 15 – ковзний підшипник; 16 – вісь ковз-  
 ного валка; 17 – змінна прокладка для регулювання зазору між валками; 18 – вісь  
 нерухомого валка; 19 – зірочка; 20 – нерухомий підшипник; 21 – зубчаста пара;  
 22 – кожух

Підшипники 15 переміщуються вздовж осі дробарки та стримуються в робочому положенні амортизаційними спіральними пружинами 8. Посадка од-

ного з валків на амортизаційні пружини має таку саму мету, що й у зубовалкових дробарках, тобто захист дробарки від поломок на випадок потрапляння в неї тіл, що не піддаються дробленню.

Сила стискування пружини або її жорсткість регулюється за допомогою гайки 13 та шпильки 12. Ширина вихідної щілини та розмір помелу регулюється за допомогою установа прокладок 17 відповідної товщини між корпусом рухомого підшипника та упорною стінкою з боку іншого валка. Ця дробарка не зрівноважена; у неї лише один валок може здійснювати зворотно-поступальний рух та створювати однобічне динамічне навантаження на обов'язково посиленій фундамент. Такі дробарки можна встановлювати лише на нижніх поверхах.

### 9.3.2. Ролико-кільцеві млини

Для подрібнення застосовуються вертикальні та горизонтальні ролико-кільцеві млини. Один із ролико-кільцевих млинів із вертикальним розміщенням розмелювального кільця показаний на рис. 9.11. Робочими елементами млина є ролики 2 і 8 та розмелювальне кільце 1, що висить на роликах. Ролик 8 з'єднаний із ведучим приводом.

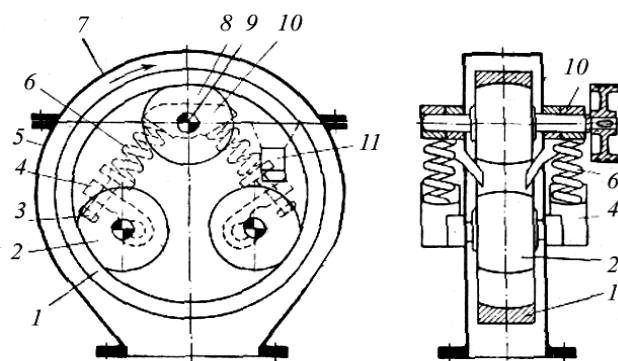


Рисунок 9.11 – Ролико-кільцевий вертикальний млин:

- 1 – розмелювальне кільце; 2 – ролики; 3 – гвинт; 4 – важіль; 5 – корпус;  
 6 – натискна пружина; 7 – кришка; 8 – ведучий ролик; 9 – вісь ролика;  
 10 – коромисло; 11 – живильна лійка

Ролики 2 встановлені на осях і пружинами 6 через важіль притискаються до кільця 1. Сила натиснення пружин на ролики регулюється за допомогою гвинтів 3. Кільце та ролики розміщуються в корпусі 5, закритому кришкою 7. Матеріал через живильну лійку 11 подається на кільце та подрібнюється між кільцем, що обертається, та роликами. Частина матеріалу, пройшовши перший ролик, скидається з кільця та потрапляє до нижньої частини корпусу, інша, притиснута відцентровою силою до внутрішньої поверхні кільця, піднімається під другий ролик і далі потрапляє під ведучий ролик. Подрібнений між роликами та розмелювальним кільцем матеріал витісняється сировиною, що безперервно потрапляє до млина. Матеріал, що випав у нижню частину корпусу, містить, крім цільового продукту, значну кількість грубої фракції.

Ролико-кільцевий млин зазвичай установлюють у замкненому циклі з класифікатором – апаратом, спеціально призначеним для розділення сипких матеріалів на фракції. Матеріал із нижньої частини корпусу подається до сепаратора. Там великі частинки відділяються і повертаються в подрібнювач на повторне подрібнення, а цільовий продукт направляють за призначенням. Спосіб подрібнення матеріалу між внутрішньою поверхнею кільця, що обертається, та зовнішньою поверхнею роликів, що знаходяться в ньому, є поширеним. У промисловості застосовують ряд конструкцій таких подрібнювачів, що відрізняються один від одного деякими особливостями.

На рисунку 9.12 показаний ролико-кільцевий млин, в якого ведучим є розмелювальне кільце, а ролики змонтовані на відкидній кришці. Це робить машину доступною для всебічного огляду та полегшує зміну елементів, що зношуються. Оригінальним є спосіб притиснення роликів до розмелювального кільця. Ролики 3 за допомогою сержки 8 підвішуються до вушок 6 і можуть гойдатися відносно осей 7.

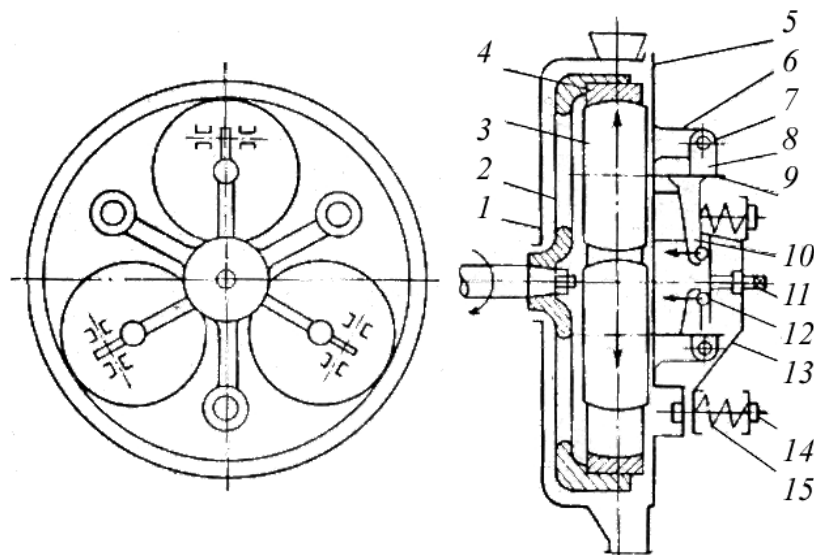


Рисунок 9.12 – Схема ролико-кільцевого млина з ведучим розмелювальним кільцем: 1 – корпус; 2 – ведуче колесо; 3 – ролики; 4 – розмелювальне кільце; 5 – кришка; 6 – вушка підвісу роликів; 7 – вісь кочення роликів; 8 – сережка; 9 – вісь ролика; 10 – натискне плече осі; 11 – упорний гвинт; 12 – натискний фланець; 13 – зірочка; 14 – напрямний болт; 15 – пружина

До кришки подрібнювача 5 за допомогою гвинта 14 та пружини 15 притискається зірочка 13. Упорний гвинт 11 через натискний фланець 12 давить на плечі 10, заставляючи ролики обертатися відносно осей 7 і притискатися до розмелювального кільця 4. Сила притиснення регулюється за допомогою пружини 15 та упорного гвинта 11. Схема роботи такого подрібнювача нічим не відрізняється від роботи подрібнювача, показаного на рис. 9.11.

Відомі й інші способи передачі зусиль пружин на ролики, але для всіх цих подрібнювачів загальними елементами є ролики, що обертаються на горизонтальних осях, вертикально розміщені розмелювальне кільце та пружини, які притискають ролики до кільця.

#### 9.4. Подрібнювачі стирально-розтискної дії

У машинах цього типу подрібнення сировини відбувається комбінованою дією прямого розтискання та стиранням. У цьому разі стирання матеріалу передбачається в самій конструкції подрібнювача і в процесі подрібнення воно

відіграє позитивну роль. Механізм стирання та його значення можуть бути з'ясовані на прикладі руйнування тіла за допомогою преса.

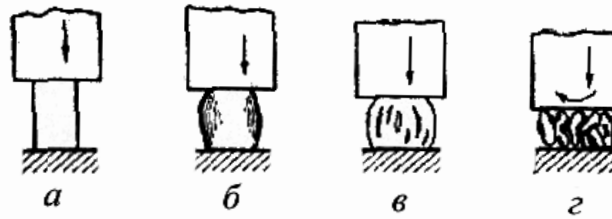


Рисунок 9.13 – Схема руйнування комбінацією розтискання зі стиранням: *а* – до розтискання; *б* – деформація без руйнування; *в* – поява поздовжніх тріщин; *г* – руйнування стиранням

Під час розтискання тіла пресом (рис. 9.13) воно деформується та набирає форми бочонка, висота його скорочується, а перетин у міру видалення від стискувальних поверхонь збільшується (рис. 9.13 а, б і в).

Коли напруження стискання перевищить межу міцності – з'являться тріщини, що йдуть у напрямі стискання, але тіло не розвалиться. Частинки стримуватимуться внутрішніми зв'язками, що збереглися, а також силами тертя, виниклими між частинками та поверхнями тиску. При продовженні стискання тіло ще більше деформується, тріщини збільшаться, від нього можуть відокремитися дрібні частинки, проте його основна маса залишиться в компактному стані навіть тоді, коли навантаження буде знято.

Подальше стискання тіла може привести до опресування частинок, утворення з них диска з рваними краями, тобто до процесу, що є зворотним подрібненню. Інша картина спостерігається, коли одна з поверхонь тиску, окрім руху в осьовому напрямі до зразка, у момент його руйнування робить поворот відносно власної осі. Тертя, що виникає, розірвуть зв'язки, які залишилися між частинками, зруйнують тіло по тріщинах, що утворилися, й унеможливають їх опресування. При цьому між поверхнями тиску та матеріалом майже відсутнє ковзання, що спостерігається в парах вал – підшипник і циліндр – поршень.

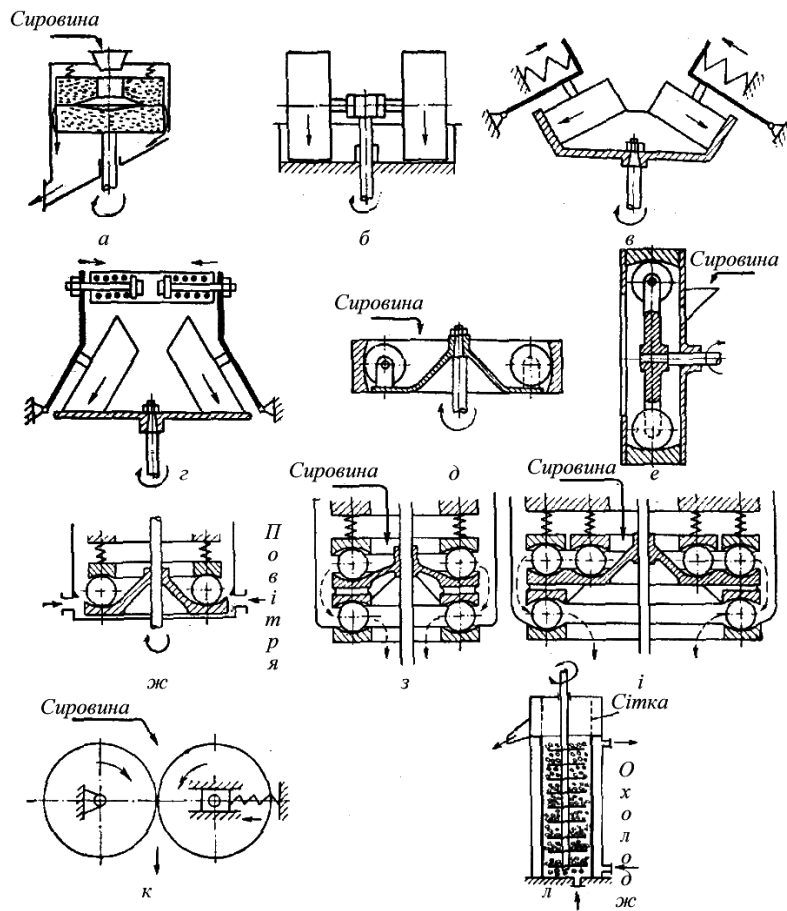


Рисунок 9.14 – Схеми стирально-розтискних подрібнювачів:

- a* – жорна; *б* – бігуни; *в* – котково-чашовий; *г* – котково-тарілчастий;  
*д* – відцентровий кульово-кільцевий горизонтальний; *е* – відцентровий кульово-кільцевий вертикальний; *ж* – одноярусний кульово-кільцевий;  
*з* – двоярусний кульово-кільцевий; *і* – двоярусний трирядний кульово-кільцевий; *л* – валковий млин; *л* – бісерний

Таким чином, ефект стирання досягається за рахунок сил розтискання, що діють на матеріал, та різниці лінійних швидкостей руху відповідних точок, що належать робочим поверхням.

У розглянутому прикладі дотичні зусилля виникли внаслідок повороту однієї з поверхонь тиску відносно іншої. Але вони виникнуть і в тому разі, коли обертатиметься й інша поверхня. Потрібно лише, щоб ця поверхня рухалася або в іншому напрямі, або з лінійною швидкістю, відмінною від швидкості руху першої. Інакше кажучи, для одержання ефекту стирання поверхні, що роздав-

люють матеріал, повинні у відповідних точках мати різні лінійні швидкості руху. Це передбачено у всіх конструкціях подрібнювачів стирально-розтискної дії. До них належать жорна, бігуни, котково-чашові, котково-тарілчасті, кульово-кільцеві, вальцеві та бісерні млини (рис. 9.14).

#### 9.4.1. Бігуни

Бігуни (рис. 9.15) складаються з котків 1, закріплених на півосях 2, шарнірно сполучених із водилом 3, центрального вала 4, що спирається на підп'ятник 7 і через втулку на чашу 5. Обертаючись, водило 3 захоплює за собою котки 1, змушуючи їх бігати (звідси назва бігуни) по дну чаші. Сировина подається до чаші, де подрібнюється катками до потрібної фракції. У процесі подрібнення матеріал відцентровими силами змішується до зовнішньої стінки чаші. Для повернення його знову під котки застосовують спеціальні шкрябання 8.

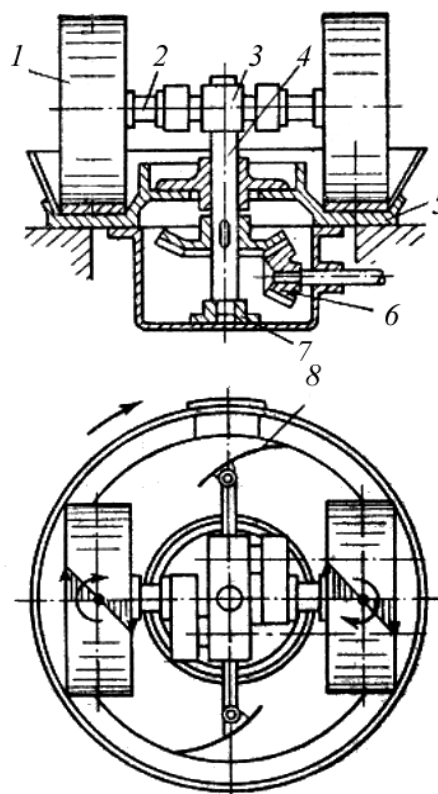


Рисунок 9.15 – Бігуни: 1 – котки; 2 – півосі котків; 3 – водило;  
4 – центральний вал; 5 – чаша; 6 – конічна пара; 7 – підп'ятник; 8 – скребки

У бігунах матеріал подрібнюється розтисканням та стиранням. У цих ма-

шинах обидва способи доповнюють один одного. Розтискання частинок відбувається внаслідок набігання на них важких катків, а стирання обумовлюється постійним повертанням катків відносно їх вертикальної осі. Точки по ширині обода відносно центрального вала матимуть різні швидкості залежно від радіуса їх руху. Коток постійно обертається відносно своєї вертикальної осі та розтирає матеріал. На бігунах можна одержати продукт подрібнення з розмірами частинок до 40 мкм. До появи барабаних млинів бігуни були дуже поширеними подрібнювачами в багатьох галузях промисловості, зокрема й у хімічній. На сьогодні їх упровадження дещо обмежилося, однак там, де подрібнюють в'язкі матеріали й існує потреба в поєднанні подрібнення з перемішуванням, вони застосовуються й дотепер.

Створено багато різних конструкцій бігунів як для сухого, так і для мокрого подрібнення. Трапляються бігуни з приводом, розміщеними під чашею та над нею. Оскільки подрібнення матеріалу в бігунах проводиться за рахунок ваги катків, останні повинні бути масивними. Під час обертання таких катків відносно осі центрального вала виникають великі відцентрові сили, що призводить до значного ускладнення приводної частини бігунів. Тому великі бігуни виготовляють з обертовою чашою, а котки при цьому обертаються лише відносно власних осей.

У бігунів з обертовою чашою виявилася ще одна перевага перед бігунами з обертовими котками. При мокрому подрібненні під дією відцентрових сил суспензія притискається до зовнішнього борта чаші, що полегшує її проникання через сітку.

#### *9.4.2. Кульово-кільцеві млини*

Подрібнення матеріалу в кульово-кільцевих млинах відбувається за рахунок одночасного розтискання та стирання.

Розтискання забезпечується або за рахунок зусиль, що передаються на кулі стисненими пружинами (рис. 9.14 е, і, д), або відцентрових сил, що діють на кулі під час їх обертання відносно осі розмелювального кільця



(рис. 9.14 е та ж). Стирання досягається за рахунок різниці довжини шляху, що проходить кожна точка кулі.

На рисунку 9.16 схематично зображений кульово-кільцевий подрібнювач із горизонтальним розміщенням розмелювального кільця; притиснення куль до кільця відбувається під дією відцентрових сил. Сировина через штуцер надходить на обертове водило 3, відкидається відцентровою силою до розмелювального кільця 8 та потрапляє під кулі 7, де й подрібнюється. Знизу з повітряного короба 9 через спеціальні вікна в корпусі та кільцеву щілину між розмелювальним кільцем і водилом піднімається повітря, що підхоплює подрібнений матеріал і виносить його до сепаратора 4. Тонкість подрібнення матеріалу визначається швидкістю повітря в кожусі подрібнювача (чим швидший потік повітря, тим більші частинки виносяться ним).

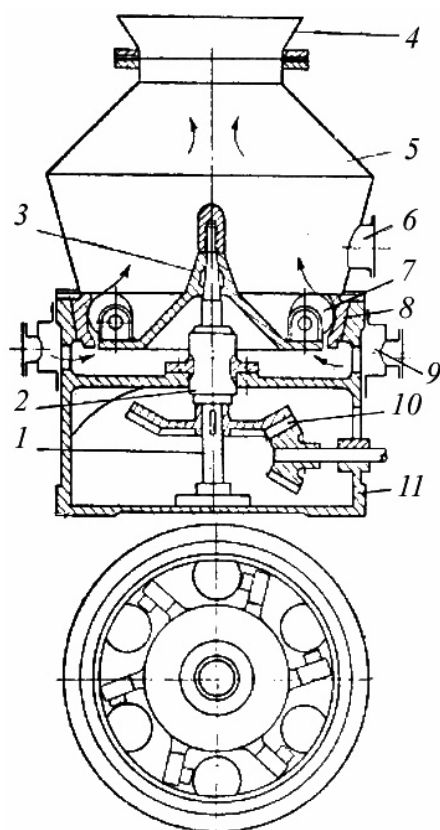


Рисунок 9.16 – Відцентровий кульово-кільцевий горизонтальний млин:

1 – центральний вал; 2 – підшипник; 3 – водило; 4 – сепаратор; 5 – кожух;  
 6 – штуцер живлення; 7 – кулі; 8 – розмелювальне кільце; 9 – короб для повітря;  
 10 – приводна пара; 11 – корпус

На рисунку 9.17 показаний відцентровий горизонтальний кульово-кільцевий млин із внутрішнім вентилятором. Винесення подрібненого матеріалу із зони подрібнення здійснюється повітряним потоком, що утворений вентилятором 8, насадженим на одному валі з водилом. Потік повітря, що містить дрібні частинки, проходить через відбійну сітку 7, потрапляє до кожуха 6 і викидається через канал. Великі частинки затримуються сіткою та повертаються до камери подрібнення. Подрібнювачі цього типу мають діаметр розмелювального кільця від 600 до 1 450 мм; швидкість обертання куль відносно осі подрібнювача  $300\text{--}1\,300\text{ хв}^{-1}$  за споживаної потужності 8–100 кВт. Ці млини застосовують для розмелювання крейди, гіпсу, вапняку, бариту, мармуру, вугілля, клінкеру та інших матеріалів з аналогічними властивостями. Залежно від сировини продуктивність млина за середнього розміру частинок помелу 0,075 мм варіюється від 3 до 12 т/год.

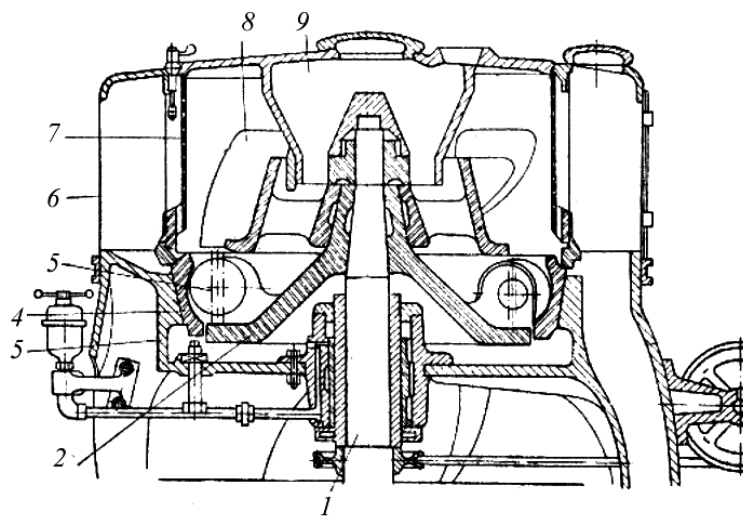


Рисунок 9.17 – Відцентровий кульово-кільцевий горизонтальний млин:

1 – центральний вал; 2 – водило; 3 – корпус; 4 – розмелювальне кільце; 5 – кулі;  
6 – кожух; 7 – відбійна сітка; 8 – вентилятор; 9 – лійка живлення

Крім конструкційної громіздкості, подрібнювачі цього типу мають ряд істотних недоліків технологічного характеру. Щоб потрапити на другий ярус куль, матеріал повинен рухатися від периферії до центра, тобто в напрямі, протилежному дії відцентрових сил. За слабого тиску на матеріал зверху він може не потрапити на другий ярус, і цей ярус обертається вхолосту. Простір пе-

ред ним може забитися, а процес подрібнення – зупинитися. Другим серйозним недоліком є накопичення під нижнім ярусом грубих частинок, що пройшли цей ярус і не зруйнувалися, а піднімальної сили повітряного потоку недостатньо, щоб повернути їх на повторне подрібнення. Через технологічні недоліки багатоярусні кульово-кільцеві подрібнювачі не набули широкого впровадження, проте роботи над їх удосконаленням тривають. У Швейцарії, наприклад, запатентовані багатоярусні кульово-кільцеві подрібнювачі, робочими елементами яких є зовнішнє статичне розмелювальне кільце, внутрішні диски та затиснуті між ними кулі. Обидва внутрішні диски посаджені на приводний вал і зв'язані з ним шпонковим з'єднанням. Верхній диск може переміщатись уздовж осі вала, що дозволяє притискати до кільця обидва диски. Осьове зближення дисків, а отже, і притиснення куль до розмелювального кільця здійснюється гідравлічним пристроєм, що складається з поршня, зв'язаного з валом, і циліндра, з'єданого з верхнім диском. Тиск на поршень визначається міцністю сировини та фракційним складом продукту. Матеріал, що підлягає подрібненню, подається на конусоподібну кришку циліндра та відцентровою силою прямує до верхнього ряду куль. Пройшовши перший ряд куль, матеріал потрапляє на нижній диск і відкидається до куль другого ряду, де й відбувається його остаточне подрібнення. Спеціальними шкрябаннями подрібнений матеріал виводиться з машини.

Необхідно зауважити, що теорія кульово-кільцевих подрібнювачів розроблена поки що слабо, та численні конструкційні варіанти цих млинів не мають достатнього наукового обґрунтування. Конструктори та винахідники під час створення цих машин керуються більше досвідом і вимогами виробництва.

#### *9.4.3. Бісерні млини*

Бісерний, або пісковий, подрібнювач показаний на рис 9.18, складається з корпусу, дискового ротора та станини 8, усередині якої розміщуються насоси.

Циліндр приблизно на  $2/3$ – $3/4$  об'єму заповнюють спеціально приготовленим кремне-кварцовим бісером із розміром часток 1–2 мм або грубозернис-

тим зносостійким піском із розміром частинок 0,6–0,8 мм. Під час обертання ротора його диски приводять бісер або піщинки в рух, інтенсивність якого зростає зі збільшенням кількості обертів ротора.

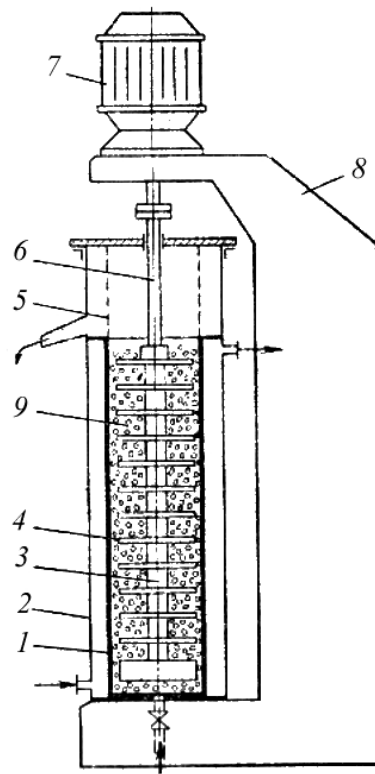


Рисунок 9.18 – Бісерний (пісковий) подрібнювач:

- 1 – циліндр; 2 – кожух; 3 – вал; 4 – диски; 5 – сито; 6 – приймач;  
7 – електродвигун; 8 – станина; 9 – бісер

Бісерні подрібнювачі широко використовуються під час виробництва фарб, емалей, ґрунтовок та інших аналогічних матеріалів. Суспензія, що заздалегідь виготовлена з пігменту та в'язучого, подається насосом через штуцер у циліндр, піднімається вгору, проходить через шар вібрувальних бісеринок або піщинок, інтенсивно подрібнюється, перетирається, потім фільтрується через сито 5 і виводиться по жолобу на подальше оброблення. Процес подрібнення твердої фази проходить за рахунок розтискання та стирання. Вочевидь, чим повільніше піднімання суспензії по циліндру та інтенсивніша вібрація бісеринок, тим краще перетирання матеріалу та його подрібнення. Для охолодження циліндра до кожуха 2 через штуцери подається холодильний агент. Теорія бісерних подрібнювачів доки не розроблена, тому їх параметри встановлюють дослідниками.

## 9.5. Подрібнювачі ударної дії

У подрібнювачах ударної дії помел сировини відбувається за рахунок ударних навантажень. Вони можуть виникати під час падіння подрібнюваних тіл, на матеріал, зіткненні матеріалу, що летить, з нерухомою поверхнею, зіткненні матеріалу та подрібнюваних тіл у польоті, зіткненні в польоті самих частинок.

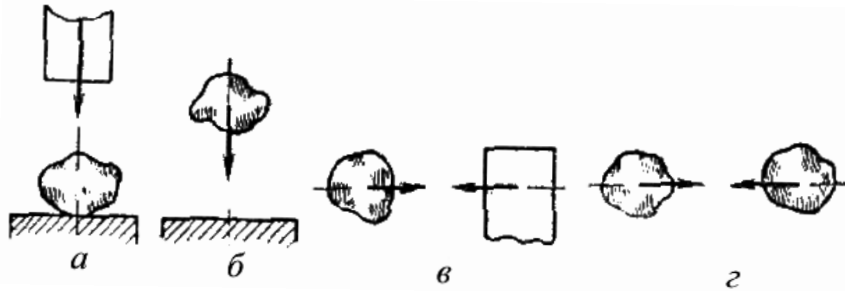


Рисунок 9.19 – Схеми ударного подрібнення:

*а* – жорсткий удар робочого тіла із матеріалом, що лежить на опорі;

*б* – удар тіла, що вільно летить, із матеріалом, що лежить на опорі;

*в* – зіткнення робочого тіла і подрібнюваного матеріалу в польоті;

*г* – зіткнення частинок подрібнюваного матеріалу в польоті

Розрізняють скутий та вільний удари. При *скутому ударі* (рис. 9.19 а) матеріал руйнується між двома поверхнями й осколки руйнованого тіла вільно розлітаються лише в бічні сторони. У цьому разі руйнівний ефект залежить від маси тіла, що вдаряє, і швидкості його руху в момент самого удару.

При *вільному ударі* (рис. 9.19 б, в і г) частинки матеріалу руйнуються внаслідок їх зіткнення з тілами, що ударяють, або одна з одною в польоті. У цьому разі осколки частинки, що руйнується, можуть розлетітися по всіх напрямках. Якщо при скутому ударі частинки матеріалу руйнуються переважно в місцях зосередження найбільших зусиль, то при вільному ударі вони руйнуються здебільшого по найбільш слабких місцях. Цим пояснюється можливість отримання з покрівельних сланців, що мають шарувату структуру, пластинчастої крупи, чого не можна досягти жодним іншим способом подрібнення. При вільному

ударі руйнівний ефект переважно залежить від швидкості зіткнення тіл і не залежить від того, яке з них рухається – руйнівне або руйноване. До подрібнювачів ударної дії (рис. 9.20) належать молоткові, відцентрові, відцентрово-кульові, барабанні, пневматичні та струминні млини.

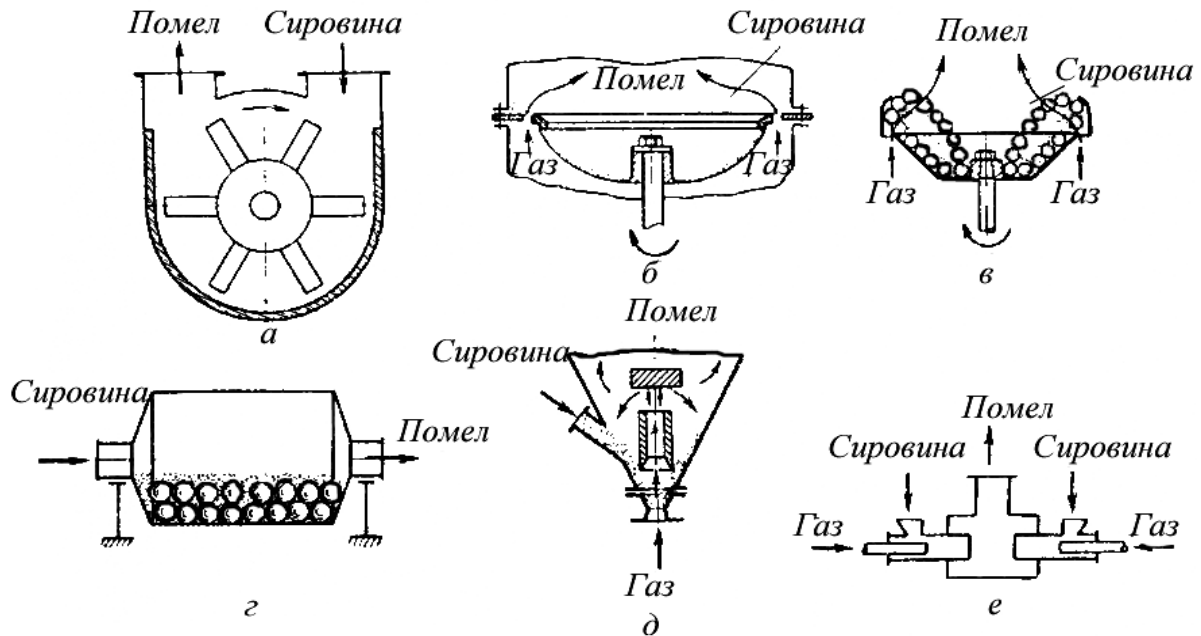


Рисунок 9.20 – Схеми подрібнювачів ударної дії:

- a* – молоткові; *б* – відцентрові; *в* – відцентрово-кульові;  
*г* – барабанні; *д* – пневматичні; *е* – струминні

### 9.5.1. Молоткові подрібнювачі

Основними робочими елементами молоткових подрібнювачів є ротор із молотками та статор-корпус. Подрібнення сировини в цих машинах відбувається вільним або скутим ударом. До молоткових подрібнювачів належать молоткові дробарки, аеробильні та шахтні млини.

На рисунку 9.21 показана молоткова дробарка з одnobічним обертанням ротора, призначена для подрібнення сухих і крихких матеріалів, що мають міцність нижчу від середньої, як, наприклад, шамот, шлак, вапняк, вугілля та ін.

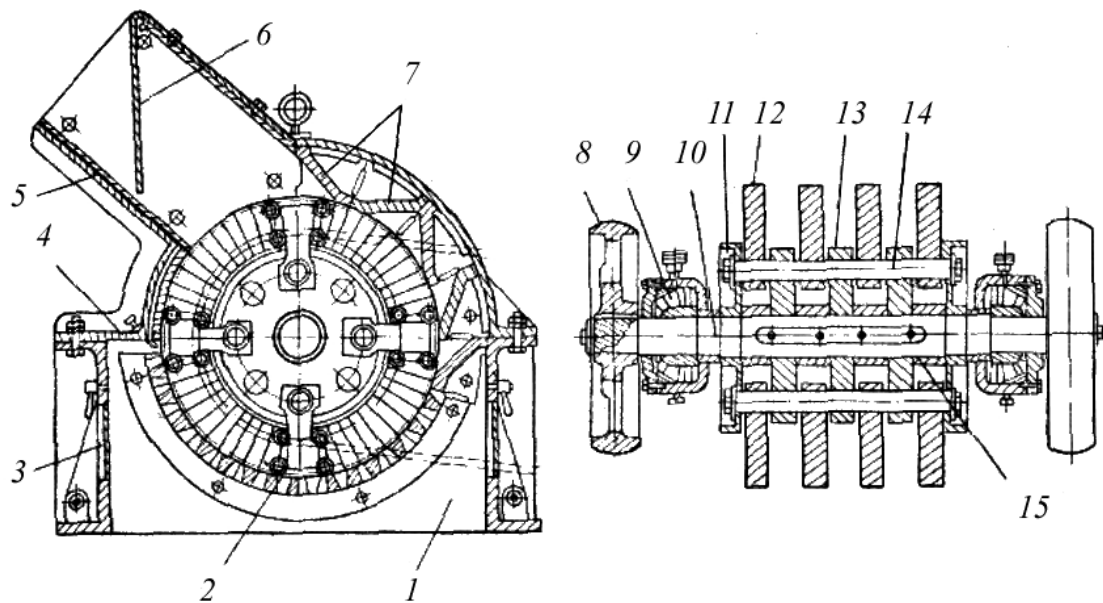


Рисунок 9.21 – Схема молоткової дробарки:

1 – нижня частина корпусу; 2 – подові грати; 3 – люк; 4 – верхня частина корпусу; 5 – приймальна лійка; 6 – шторка; 7 – броньові плити; 8 – шків-маховик; 9 – підшипник; 10 – вал; 11 – кінцева шайба; 12 – молотки; 13 – диски; 14 – стягування; 15 – фіксувальні кільця

Ротор дробарки складається з вала 10, на який насаджені диски 13 та фіксувальні кільця 15. По колу дисків просвердлені отвори, через які пропущені стяжки 14. На осі між дисками надіто молотки 12. Диски та молотки стримуються на валу в зібраному стані за допомогою кінцевих шайб 11, закріплених на стяжках 14. На кінцях вала посаджені шків 8, один із яких виконує функції маховика. Ротор обертається в підшипниках, закріплених на корпусі дробарки. Нижня частина корпусу 1 виконує функцію підставки для дробарки. У ній встановлені подові грати 2, для обслуговування яких передбачені вікна з відкидними кришками 3. Верхня частина корпусу 4 має похилу завантажувальну лійку 5, шарнірно підвішену шторку 6, що унеможлиблює викидання матеріалу з дробарки, та броньові плити 7, які беруть на себе удари частинок подрібнюваного матеріалу, що можуть відлітати від молотків. Розмелювальна камера та лійка зсередини захищені плитами зі зносостійкого матеріалу. Ротор обертається в бік броньових плит.

Матеріал, що надходить через лійку, потрапляє під удар молотків, які швидко обертаються, руйнується від зіткнення з ними та відкидається до броньової плити. Ударившись об цю плиту, частинки відлітають від неї та потрапляють знову під молотки. Зруйновані та відкинуті вдруге до броньової плити частинки знову повертаються під молотки. Такий рух і руйнування матеріалу відбувається доти, поки частинки не потраплять на колосникові ґрати й не вийдуть із зони подрібнення через її отвори. Шматки матеріалу, що не встигли зруйнуватися за перший прохід через зону подрібнення до потрібного розміру, рухомими молотками можуть руйнуватися, знаходячись на подових ґратах, або, піднявшись, повернутися знову в зону інтенсивного подрібнення. Розмір частинок подрібненого матеріалу визначається розміром отворів у подових ґратах, які зазвичай є змінними.

Інтенсифікація дроблення за рахунок збільшення швидкості обертання ротора викликає глибше руйнування частинок, але в помелі збільшується вміст дрібної фракції та пилу, що є небажаним із технологічної точки зору під час грубого та середнього подрібнення. У молоткових дробарках можна подрібнювати матеріал і без подових ґрат, але в цьому разі гранулометричний склад продукту матиме великий розкид.

На рисунку 9.22 показана схема молоткової дробарки з однобічним обертанням ротора. За власним пристроєм цей подрібнювач практично не відрізняється від описаного вище. Оскільки дробарки цього типу продуктивні й мають порівняно великі розміри, корпус машини виготовляють зварним із сортового прокату; живильна лійка не виступає за межі верхньої частини корпусу, а подові ґрати зазвичай складаються із двох половин. Подрібнення матеріалу в цій дробарці здійснюється вільним ударом.



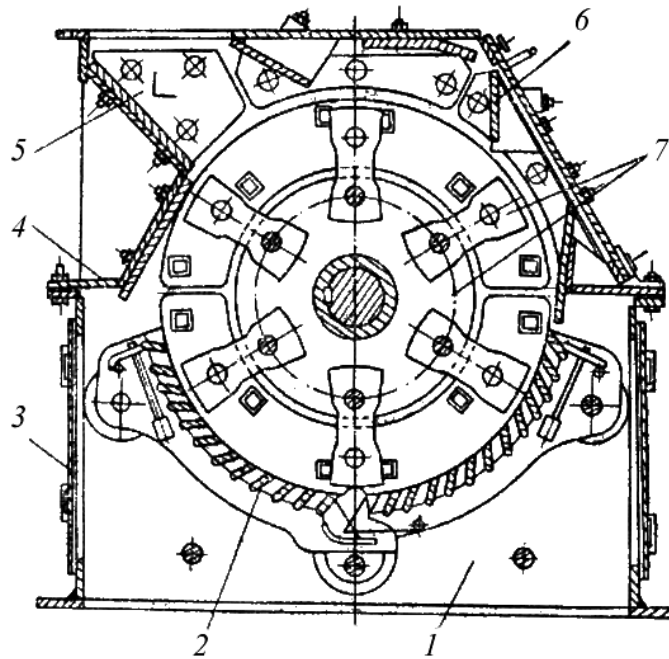
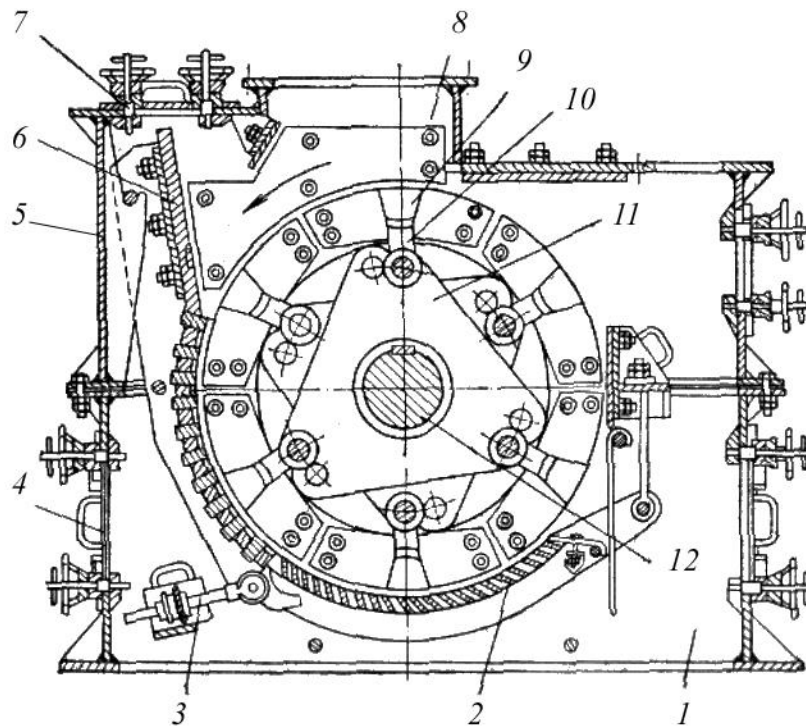


Рисунок 9.22 – Молоткова дробарка:

1 – основа корпусу; 2 – подові ґрати; 3 – люк; 4 – кришка корпусу;  
5 – приймальна лійка; 6 – броньові плити; 7 – ротор із молотками

На рисунку 9.23 показана молоткова дробарка з однобічним обертанням ротора, в якій матеріал спочатку подрібнюється скутим ударом, а вже потім, у міру просування його в зоні подрібнення, – вільним. При скутому ударі ефект подрібнення тіла залежить від кінетичної енергії молотка, а ця енергія визначається масою та швидкістю його руху. В цих дробарках застосовують молотки з масивними наконечниками та шарнірним кріпленням до ротора. Молоток складається з тяги 10, шарнірно зв'язаної з трикутним або круглим диском ротора, та наконечника 9, інколи шарнірно зв'язаного з тягою.

При ударі по частинці сировини молоток відхиляється в бік, протилежний руху, що полегшує роботу машини та знижує небезпеку її виходу з ладу в разі потрапляння в зону подрібнення тіл, що не піддаються дробленню. Скутий удар у дробарці досягається за рахунок нерухомої броньованої плити 6, що переходить вниз в колосникові ґрати.



Риунок 9.23 – Молоткова дробарка скутого удару:

- 1 – корпус; 2 – подові ґрати; 3 – механізм піднімання ґрат; 4 – люк;  
 5 – кришка корпусу; 6 – дробильна плита; 7 – люк для зміни дробильної плити;  
 8 – приймальний люк; 9 – наконечник; 10 – тяга; 11 – диск;  
 12 – вісь ротора

У молоткових дробарках найбільшому зношенню піддаються молотки, відбійні (дробильні) плити й (дещо менше) подові ґрати. У конструкції корпусу передбачають спеціальні люки, через які можна змінювати плити та подові ґрати. Значно важче замінювати молотки, що зносились, оскільки для їх зміни потрібно розбирати майже весь ротор. Для збільшення терміну служби молотків їх наконечники або ударники зазвичай виготовляють з особливо міцних і зносостійких матеріалів. При зношуванні молотка з одного боку його перевертають, а при повному зношенні одного кінця молоток перевертають так, щоб він працював іншим. У дисках деяких конструкцій роторів передбачається декілька рядів отворів, і вісь молотка у міру його зношення переміщається від центра диска до периферії. Для збільшення терміну служби ротора застосовують реверсивність його руху, що також передбачається в деяких конструкціях дроба-

рок. Коли молотки зносяться під час руху ротора в одному напрямі, напрям змінюють, і монтажний термін служби ротора продовжується майже вдвічі.

Під час подрібнення матеріалів, що містять глину та вологу сировину, колосникові ґрати в молоткових дробарках легко забиваються. Інколи в живильній лійці утворюються нарости з налиплого матеріалу, що ускладнює живлення дробарки. Для подрібнення таких матеріалів у конструкції дробарки передбачають рухову стінку, що перешкоджає заростанню лійки.

### 9.5.2. Бильні млини

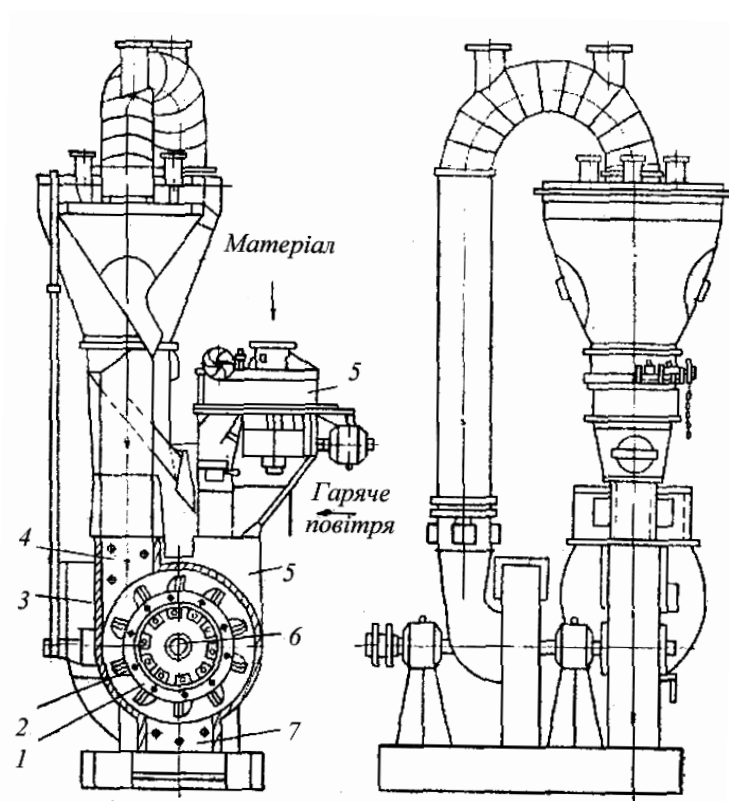


Рисунок 9.24 – Бильний млин із пневматичним сепаратором:

1 – диск ротора; 2 – біла; 3 – корпус; 4 – вивідний штуцер; 5 – штуцер живлення; 6 – вал; 7 – штуцер відходів

На рисунку 9.24 показано агрегат молоткового подрібнювача – бильний млин. Вентилятор і ротор подрібнювача встановлені на одному валу 6. Ротором є диск 1 із жорстко прикріпленими до нього білами 2. У торцевих стінках корпусу 3 знаходяться штуцери 5 і 4 для подачі сировини та виведення подрібне-

ного матеріалу, а в нижній частині – штуцери для збирання та виведення предметів, що не піддаються подрібненню. Матеріал, що підлягає подрібненню, через штуцер 5 подається живильником у подрібнювач, де й руйнується билами, які швидко обертаються. Повітряний потік, створений ротором, що обертається, і вентилятором, виносить подрібнений матеріал через штуцер 4 до сепаратора. Груба фракція матеріалу, відокремлена в сепараторі, через живильник знову повертається в подрібнювач на повторне подрібнення, а цільовий продукт разом із повітрям прямує на подальше оброблення.

Посадження на один вал ротора та вентилятора здійснюється лише в малогабаритних подрібнювачах. У подрібнювачах великих розмірів із декількома рядами бильних елементів на валу вентилятор не встановлюють.

Молоткові подрібнювачі застосовують для подрібнення вугілля, крейди та інших матеріалів у хімічній галузі при середній тонкості помелу, тобто при отриманні матеріалів із розміром частинок до 100 мкм та за невисокої продуктивності розмелювальних установок. У процесі подрібнення можливе сушіння матеріалу гарячими газами, що використовуються ще і як носій помелу. Нерідко такі подрібнювачі встановлюють у сушильних агрегатах для розпушування матеріалу перед сушінням або після нього.

### *9.5.3. Дезінтегратори та дисмембратори*

До млинів, подрібнення в яких базується на принципі вільного та скутого ударів, відносять також дезінтегратори та дисмембратори.

Дезінтегратор (рис. 9.25) складається із двох вхідних один в інший барабанів, кожен із яких має власний приводний вал у підшипниках, змонтованих на одній рамі.

Барабан (ротор) складається з диска 8, на якому по концентричних колах укріплені біти 9. У міру віддалення від центра відстань між пальцями може зменшуватися. Диск, у свою чергу, прикріплений до маточини 5, що міститься на приводному валу 4. Ряди бітів одного барабана знаходяться між рядами пальців іншого. Барабани обертаються в протилежних напрямках. Сировина над-

ходить через лійку 6 до центральної частини одного з барабанів та потрапляє між рядами бітів, що рухаються назустріч один одному рядами бітів. Просуваючись від центра до периферії барабанів, частинки багато разів ударяються об робочі елементи й руйнуються, при цьому інтенсивність руйнування наростає, оскільки зменшується крок між бітами, а колова швидкість їх зростає. Чим вища швидкість обертання барабанів і чим більше рядів і бітів на дисках, тим вищий ступінь подрібнення матеріалу. Частинка, що надійшла до дезінтегратора, спочатку зіштовхується з однією з бітів першого (внутрішнього) ряду та руйнується під час зіткнення. Осколки, що вийшли, відкидаються по дотичній до кола обертання цього ряду та зіштовхується з бітами другого ряду, що рухаються назустріч. При руйнуванні виходять вторинні «осколки». Останні теж відкидаються по дотичній до кола обертання другого ряду пальців і зіштовхуються з пальцями третього ряду. Таким самим шляхом «осколки» з третього ряду потрапляють до четвертого і так далі. Подрібнений матеріал викидається до кожуха дезінтегратора й опускається вниз до вихідного штуцера.

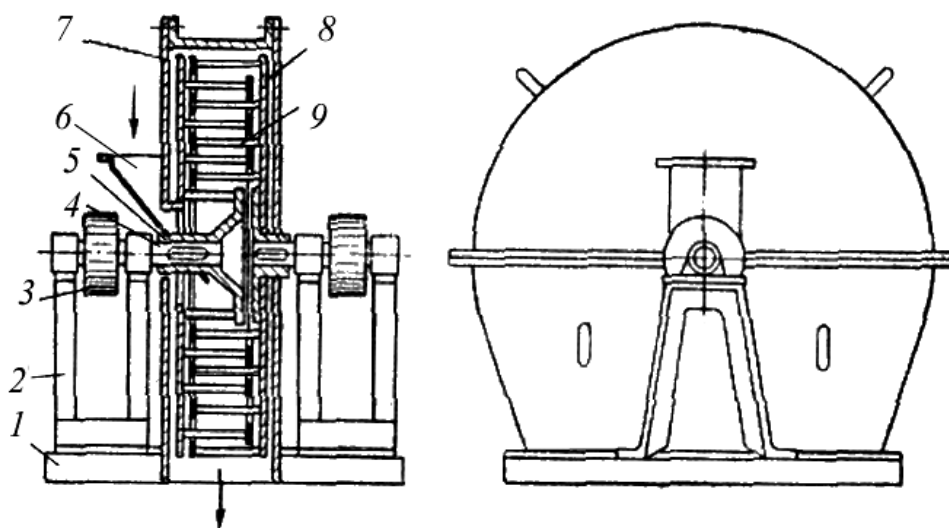


Рисунок 9.25 – Дезінтегратор: 1 – станина; 2 – стійки з підшипниками;  
3 – шків; 4 – вал; 5 – маточина; 6 – приймальна лійка; 7 – кожух;  
8 – диск; 9 – біти

Якщо допущення про сталу міру подрібнення матеріалу одного техноло-

гічного складу за однократного його руйнування – правомірне, то мінімальний ступінь подрібнення в дезінтеграторі дорівнює величині подрібнення за однократного руйнування в ступені, що визначається кількістю рядів пальців в обох барабанах. Проте фактично кількість зіткнень частинок із бітами, а відтак і ступінь подрібнення в дезінтеграторі будуть значно вищими. Ця особливість дезінтеграторів дозволяє застосовувати їх для тонкого подрібнення матеріалу. Залежно від розміру дезінтегратора кількість концентричних рядів бітів на одному барабані коливається від 2 до 4 й, отже, на двох барабанах – від 4 до 8 рядів. Біти барабанів виготовляють зі сталі, бронзи, дюралюмінію або іншого матеріалу. Діаметр і довжина бітів визначаються конкретним призначенням і розміром машини. Найуразливішим місцем дезінтегратора є біти барабанів. Вони порівняно швидко зношуються, а їх заміна є трудомісткою та тривалою операцією. Ці недоліки стали причиною застосування дезінтеграторів для подрібнення крихких, м'яких порід із малою абразивністю, таких як каолін, крейда, гіпс та ін. Дезінтегратори застосовують переважно для сухого подрібнення матеріалів як у відкритому циклі, так і в циклі із сепаратором.

Дисмембратор складається з диска ротора, що обертається, 5 з укріпленими на ньому по концентричних колах рядами бітів 6, корпусу 1, відкидної кришки (статора) 2 з бітами статора 3 і лійки 4 (рис. 9.26) Диск посаджено на приводний вал 7.

Сировина через лійку надходить до центра дисмембратора, потрапляє між рядами бітів ротора та рядами бітів статора, де й відбувається його подрібнення. Принцип подрібнення в дисмембраторі та характер його роботи такі самі, що й у дезінтеграторі. Оскільки в дисмембраторі лише один ротор, то за своєю конструкцією машина є компактнішою. Крім того, завдяки цій конструкційній особливості (один ротор) у дисмембраторах виникають аеродинамічні явища, які відрізняються від тих, що спостерігаються під час експлуатації дезінтеграторів. Біти ротора, що обертаються за частого їх розміщення, захоплюють за собою повітря, що знаходиться в розмелювальній камері.

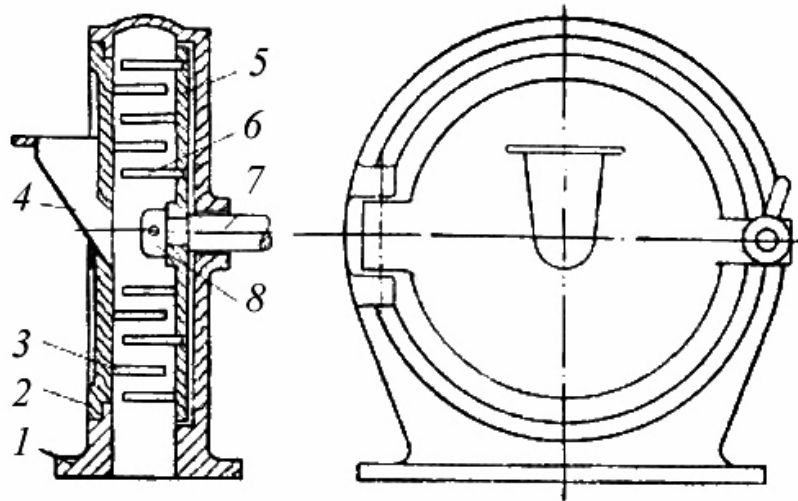


Рисунок 9.26 – Дисмембратор: 1 – корпус; 2 – відкидна кришка (статор); 3 – біти статора; 4 – приймальна лійка; 5 – диск ротора; 6 – біти ротора; 7 – приводний вал; 8 – затискна гайка

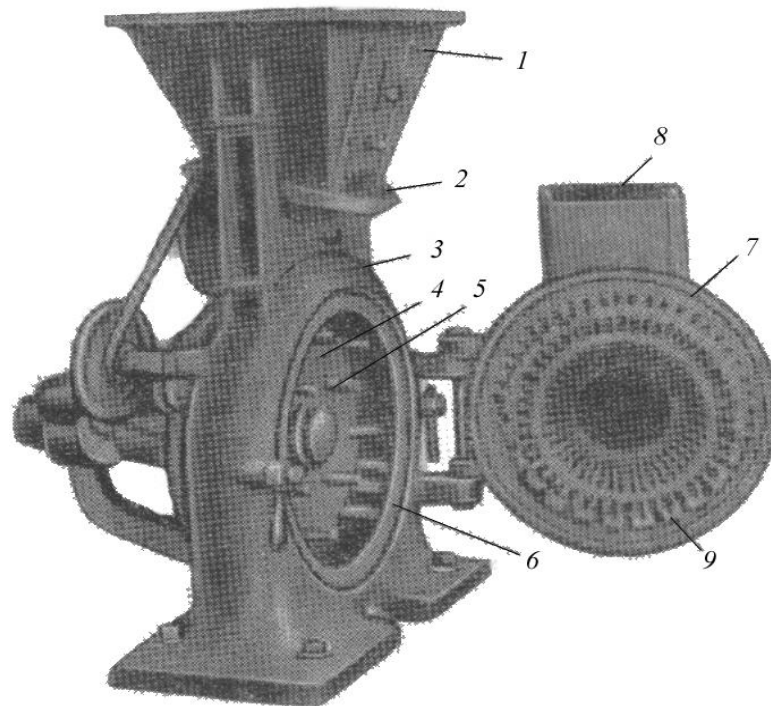


Рисунок 9.27 – Загальний вигляд дисмембратора: 1 – бункер; 2 – живильник; 3 – корпус; 4 – ротор; 5 – біти ротора; 6 – кільцеві ґрати; 7 – статор; 8 – приймальна лійка; 9 – біти статора

Висока швидкість обертання повітряного потоку створює область зниженого тиску в центральній частині помельної камери агрегата та надлишковий на

її периферії. Тобто рух повітряної маси від центра до периферії тим вищий, чим більша швидкість обертання ротора машини. У цьому разі повітря виконує декілька функцій. По-перше, транспортування продуктів подрібнення з дисмембратора, по-друге, охолодження робочої камери машини. Загальний вигляд дисмембратора з горизонтальною віссю обертання ротора показаний на рис. 9.27. Сировина з бункера 1 живильником 2 подається у лійку 8, звідки потім потрапляє до камери подрібнення. На відкинутій кришці подрібнювача видно біти. Також вони показані на роторі, розміщеному всередині корпусу. Диск ротора 4 обертається всередині змінних кільцевих ґрат 6 із круглими або щілиноподібними отворами (розміри та форма яких впливають на якість помелу).

Ґрати призначені для попереднього відбору з подрібненого матеріалу цільової фракції. Частинки, що летять від зіткнення з бітами 5 останнього ряду, ударяються об ґрати й додатково руйнуються. При тоншому подрібненні ґрати підбираються з меншими отворами. Забивання ґрат матеріалом не спостерігається. Вони очищаються повітряними потоками високої швидкості та рухомими частинками. Для запобігання потраплянню до зони подрібнення металевих предметів (гайок, болтів та ін.) сировину зазвичай пропускають через магнітний сепаратор, установлений у лійці 8.

Дисмембратори, як і дезінтегратори, широко використовуються для подрібнення азбесту, солей амонію, барвників, бурого вугілля, рибних кісток, графіту, гіпсу, сірки, глини, торфу, гумових відходів, деревини та ін. Середній розмір частинок помелу, що досягається на цих машинах 15–70 мкм.

#### *9.5.4. Відцентрові млини*

Частіше застосовують два типи відцентрових подрібнювачів. На рисунку 9.28 схематично зображений відцентрово-кульовий подрібнювач, у якому помел матеріалу базується на принципі скутого удару. Під час обертання чаші 3 кулі 10, що міститься в ній, та матеріал відкидаються відцентровими силами до розмелювального кільця 4, ударяються об нього та повертаються назад, описуючи траєкторію за замкненими кривими. Матеріал руйнується переважно



на розмелювальному кільці й частково в чаші під час зворотного падіння куль. Таким чином, руйнування частинок сировини проходить за рахунок кінетичної енергії куль. Подрібнений матеріал віддаляється з млина повітряним потоком, що утворюється вентилятором 8. Повітря через штуцер 11 надходить до зони подрібнення, підхоплює частинки матеріалу, а потім через відбійні ґрати 5 і сепаратор 6 потрапляє в пиловловлювачі (для цього можна застосовувати спеціальні камери, циклони та рукавні фільтри).

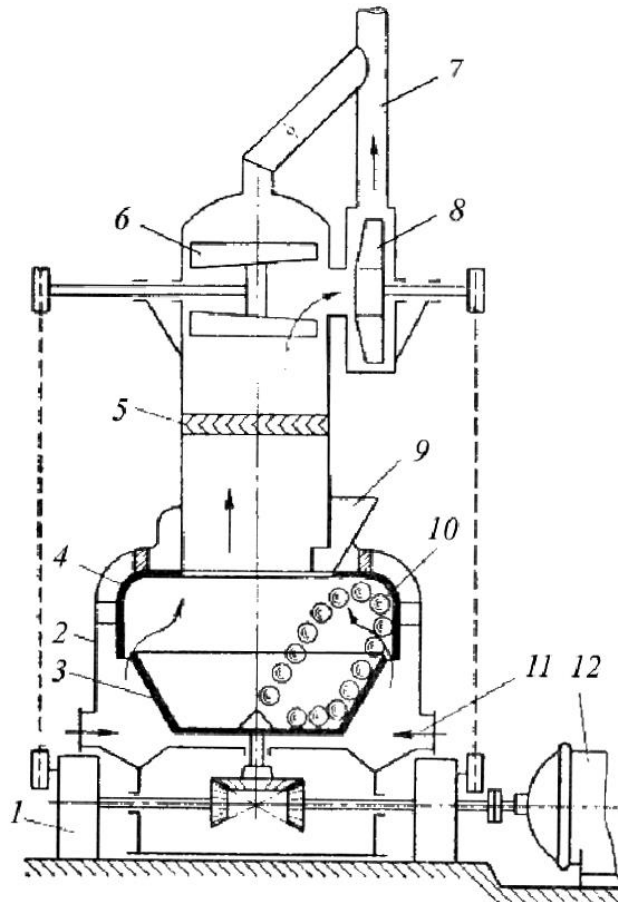


Рисунок 9.28 – Відцентрово-кульовий млин:

1 – редуктор; 2 – корпус; 3 – чаша; 4 – розмелювальне кільце; 5 – відбійні ґрати;  
6 – сепаратор; 7 – вивідний штуцер; 8 – вентилятор; 9 – штуцер живлення;  
10 – кулі; 11 – штуцер для підведення газу-носія; 12 – двигун

Продуктивність цього подрібнювача залежить від природи сировини та бажаної фракції помелу. Подрібнювач належить до класу високоефективних машин. На невеликий об'єм розмелювальної камери припадає порівняно велика потужність, але це призводить не лише до ефективного подрібнення, а й до си-

льного зношення куль та робочих поверхонь машини. Останній факт є одним з істотних недоліків подрібнювача. У конструкційному відношенні машина складна й вимагає великої пильності під час її експлуатації. Якщо подача сировини в машину недостатня, кулі б'ють по оголеній поверхні розмелювального кільця і його зношення збільшується. У тих випадках, коли сировина подається в надлишковій кількості, вона потрапляє в кільцевий зазор між чашею та розмелювальним кільцем, забиває об'єм під чашею, ускладнює надходження повітря, що може вивести машину з ладу.

Іншим типом відцентрового подрібнювача є відцентровий млин без розмелювальних тіл (рис. 9.29). Подрібнювач складається зі станини 1, чаші 3, що знаходиться на приводному валу 2, захисного кільця 4 на кромці чаші та розмелювального кільця 5. У верхній частині подрібнювача встановлюється прохідний сепаратор для повітря 6.

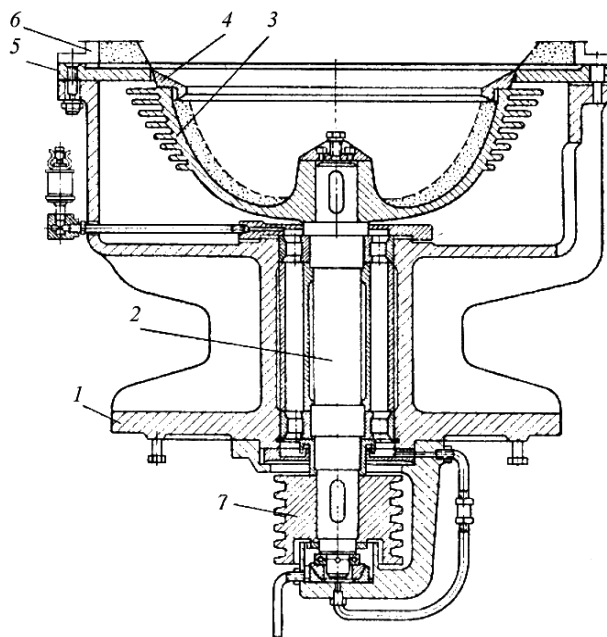


Рисунок 9.29 – Відцентровий млин:

- 1 – станина; 2 – приводний вал; 3 – чаша; 4 – захисне кільце;  
5 – розмелювальне кільце; 6 – сепаратор; 7 – шків

Сировина подається живильником на чашу, що обертається, відцентровими силами відкидається до країв чаші та розмелювального кільця й подрібнюється внаслідок ударів об кромки захисного та розмелювального кілець, а

також за рахунок стирання частинок під час руху. Потік повітря, що піднімається знизу, проходить через кільцеву щілину між захисним і розмелювальними кільцями, підхоплює подрібнений матеріал і виносить його до сепаратора. Великі частинки із сепаратора знову повертаються в подрібнювач на повторне подрібнення, а цільовий продукт разом із повітрям потрапляє в осаджувач.

Продуктивність подрібнювача залежить від його розміру, природи подрібнюваного матеріалу та фракційного складу помелу. При подрібненні цементного клінкеру продуктивність подрібнювача становить близько 100 кг/год продукту середнім розміром частинок помелу 0,085 мкм.

#### 9.5.5. Барабанні млини

З усіх відомих машин для тонкого подрібнення матеріалів у багатотоннажних виробництвах основними є барабанні млини. На них щорік подрібнюють десятки мільйонів тонн гірничо-хімічної сировини та інших матеріалів. Робочі елементи цих млинів – захищений броньованими плитами барабан і завантажені в нього тіла, що дроблять або мелють, – кулі, стрижні, диски, морська галька та ін. (рис. 9.30).

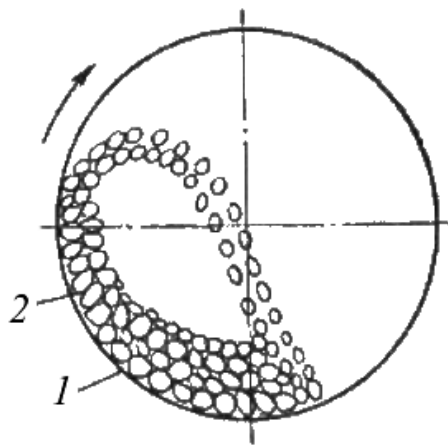


Рисунок 9.30 – Схема роботи барабанного млина:

1 – барабан; 2 – молотильні тіла

Під час обертання барабана молотильні тіла відцентровою силою притискаються до його стінки, піднімаються, потім, досягнувши деякої висоти, починають падати або котитися донизу. Матеріал, що підлягає подрібненню, руйну-

ється робочими тілами (ударом під час падіння, розтисканням і стиранням під час скачування). Створена велика кількість типів барабаних млинів продуктивністю від декількох кілограмів до десятків тонн за 1 годину.

*Млин періодичної дії* (рис. 9.31). Завантаження молольних тіл та сировини, а також розвантаження млина проводиться періодично через люк 4. Такі млини застосовують у розмелювальних установках малої продуктивності, на допоміжних роботах або коли разом із подрібненням у барабані проходять інші процеси та повинен витримуватися час перебування матеріалу в зоні подрібнення.

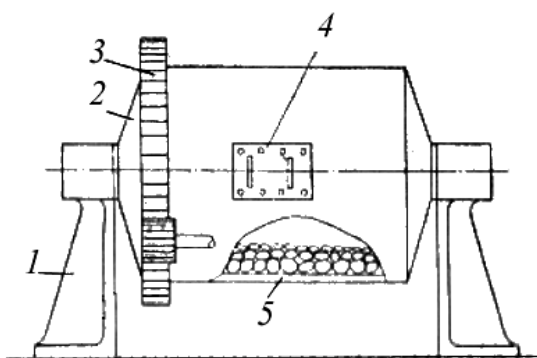


Рисунок 9.31 – Схема барабанного млина періодичної дії:

- 1 – опори; 2 – барабан із цапфами;
- 3 – приводна зубчаста пара;
- 4 – люк завантаження та вивантаження;
- 5 – молольні тіла

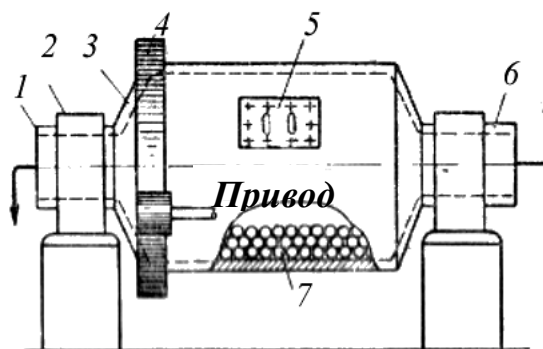


Рисунок 9.32 – Однокамерний млин безперервної дії:

- 1 – порожниста цапфа; 2 – підшипник; 3 – барабан;
- 4 – приводна пара; 5 – люк; 6 – цапфа живлення; 7 – молольні тіла

*Однокамерний млин безперервної дії* з подачею сировини та виведенням продукту через порожнисті цапфи барабана 1 та 6 (рис. 9.32). Рух матеріалу в цих млинах відбувається під дією різниці рівнів матеріалу на його вході й виході та обертання барабана.

Під час виведення матеріалу газовим потоком газ потрапляє до барабана з боку живильної цапфи. Потік підхоплює дрібні частинки та виносить їх через

цапфу 1. Пило-газова суміш, що виходить із млина, надходить або безпосередньо у виробництво, наприклад на випалювання, або до осаджувальних пристроїв для відділення твердої фази.

Виведення матеріалу потоком рідини відбувається при мокрому подрібненні. Рідина надходить до млина разом із сировиною та під час руху від вхідної до вихідної цапфи виносить дрібні частинки. Одержана пульпа після виділення з неї великих частинок прямує або на подальше оброблення, наприклад флотацію, або на відстійники для відділення твердої фази.

При всіх способах виведення подрібненого матеріалу з барабана в ньому містяться разом із цільовою фракцією також і великі частинки. Щоб розділити подрібнений матеріал на фракції, млини повинні працювати в замкненому циклі з пристроями, які класифікують грохотами, повітряними сепараторами або гідравлічними класифікаторами.

*Багатокамерний млин безперервної дії (рис. 9.33).*

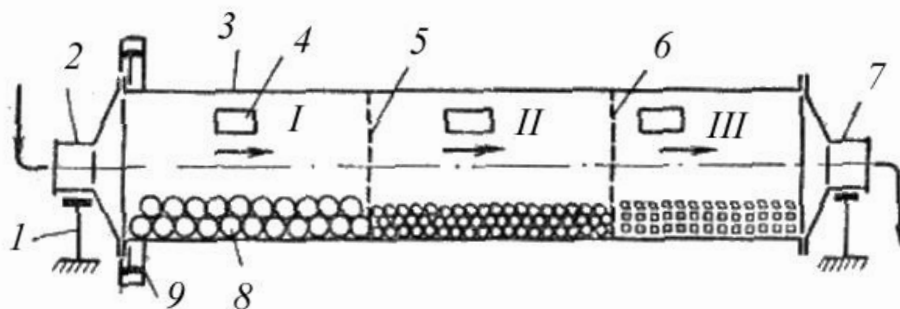


Рисунок 9.33 – Схема багатокамерного барабанного млина:

- 1 – стояк; 2 – цапфа живлення; 3 – барабан; 4 – люк; 5, 6 – діафрагми;  
7 – вивідна цапфа; 8 – молотильні тіла; 9 – приводна пара

Ці млини називаються трубчастими, оскільки відношення діаметра барабана до його довжини становить від 1/2 до 1/5 і більше й млин має вигляд труби. Завантаження та вивантаження молотильних тіл здійснюють через люки 4, що є в кожній камері. У трубних багатокамерних млинах одержують продукт потрібної фракції без застосування класифікаторів. Проте відомі випадки, коли й такі млини працюють із проміжною класифікацією подрібненого матеріалу.

Тонкість помелу визначається часом перебування матеріалу в подрібнювачі.

Для задоволення технологічних потреб хімічних підприємств випускається велика кількість типів і розмірів барабаних млинів як для сухого, так і для мокрого подрібнення матеріалів. Сухе подрібнення застосовують у тих випадках, коли необхідно одержати готовий продукт у вигляді порошку. Мокре – у випадках, коли подрібнений матеріал надалі піддається обробленню у вигляді суспензії, а найчастіше це відбувається при збагаченні корисних копалин методом флотації та витяганні ланцюгових компонентів хімічним шляхом.

На рисунку 9.34 показаний однокамерний млин для сухого подрібнення, що працює в замкненому циклі із сепаратором.

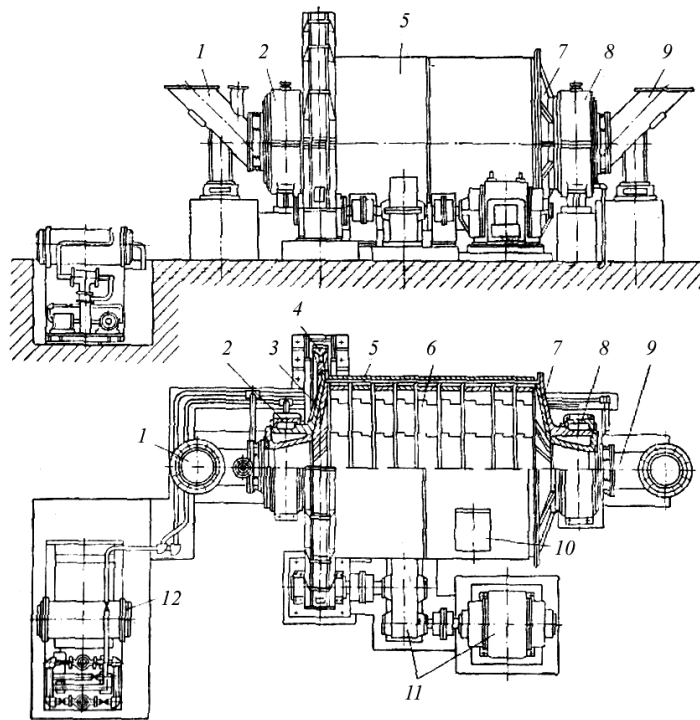


Рисунок 9.34 – Барабанный кульовий млин сухого подрібнення (КБМ):

1 – завантажувальний патрубок; 2, 8 – підшипники; 3, 7 – передня й задня торцеві кришки; 4 – зубчастий вінець; 5 – барабан; 6 – броньовий захист; 9 – вихідний патрубок; 10 – люк; 11 – привод; 12 – система змащування

Сировина спеціальним живильником подається через завантажувальний патрубок 1 до барабана, подрібнюється там падаючими кулями та повітряним потоком виноситься через розвантажувальний патрубок 9 до сепаратора або

безпосередньо до місця застосування.

У млинах цього типу, крім подрібнення матеріалу, можливе також і його підсушування. У цьому разі для винесення подрібненого матеріалу в барабан подається підігрітий до потрібної температури газ, а сам млин розраховується не лише як подрібнювач, а й як барабанна сушарка.

#### 9.5.6. Газоструминні млини

При сухому подрібненні матеріалів як транспортний агент часто застосовують повітря. Під час транспортування та сепарації матеріалів спостерігається руйнування частинок. Це явище наштотувало дослідників на думку використувати енергію газового струменя для подрібнення та стало передумовою створення окремого класу агрегатів для подрібнення – газоструминних млинів. У пошуках найбільш доцільної конструкції було розроблено багато типів таких подрібнювачів.

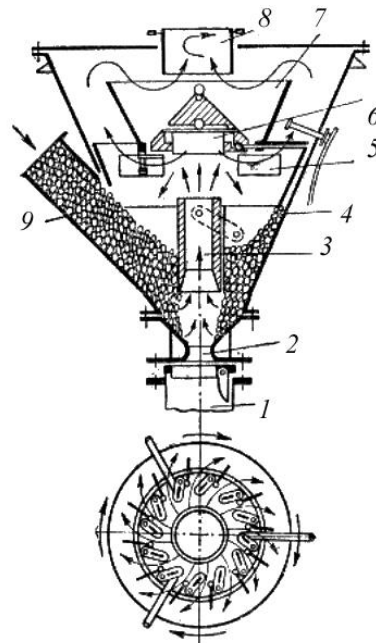


Рисунок 9.35 – Високошвидкісний газоструминний млин:

1 – газопровід; 2 – інжектор; 3 – розгінна трубка; 4 – корпус млина;  
5 – лопаті сепаратора; 6 – розмелювальна плита; 7 – витискувач; 8 – штуцер  
пилогозової суміші; 9 – штуцер живлення

На рисунку 9.35 показаний високошвидкісний газоструминний подрібню-

вач у комбінації із сепаратором. Газ підводиться по газопроводу 1 до інжектора 2 надходить до розгінної трубки 3, захоплюючи при цьому частинки подрібнюваного матеріалу, що потрапляють до корпусу подрібнювача через штуцер 9. У розгінній трубці частинки набувають необхідної швидкості та ударяються об розмелювальну плиту 6.

Частинки, що руйнуються, заносяться газовим потоком через напрямні лопаті 5 у сепараторі, у якому під дією відцентрових сил помел розділяється на дві фракції. Дрібна фракція виноситься через штуцер 8, а велика, досягнувши стінок корпусу 4, – опускається по конусу й знову потрапляє до зони подрібнення. Частинки, які під час удару не зруйнувалися, теж прямують до подрібнювача на повторне розмелювання. Розмір частинок помелу регулюється поворотом лопатей сепаратора. У подрібнювачі цього типу найбільшого зношення зазнають розгінна трубка та розмелювальна плита. Ці деталі виконують із високоміцних матеріалів.

Інший тип газоструминного подрібнювача, створений пізніше, показаний на рис. 9.36. Сировина через штуцер 4 подається в приймальну трубу 5. У цю саму трубу знизу через штуцер 3 надходить газ-енергоносій, що підхоплює частинки сировини та піднімає їх у розгінну трубку 6, де вони набирають необхідної швидкості й руйнуються при лобовому ударі об розмелювальну плиту 7. Подрібнений таким чином матеріал надходить до кожуха сепаратора 8, де заздалегідь розділяється на дві фракції. Груба фракція випадає в бункері повернення 13, а тонка – виноситься потоком газу через напрямні лопаті 10 у внутрішній конус сепаратора 9, де під дією відцентрових сил відбувається вторинне розділення подрібненого матеріалу на фракції. Тонка цільова фракція потоком газу виводиться через штуцер 11, а велика опускається на дно по похилих стінках внутрішнього конуса та через рукави 12 потрапляє в бункер повернення 13. Із бункера через барабанний затвор-живильник 14 і штуцер 15 груба фракція повертається в приймальну трубу на додаткове повторне подрібнення.

Розмір частинок помелу регулюється переважно зміною положення напрямних лопатей сепаратора. Як і у високошвидкісному газоструминному подрібнювачі, найбільшому зношенню піддаються розгінна трубка та



розмелювальна плита, тому їх виготовляють зі зносостійких матеріалів, а при конструюванні подрібнювача передбачають легку заміну цих елементів.

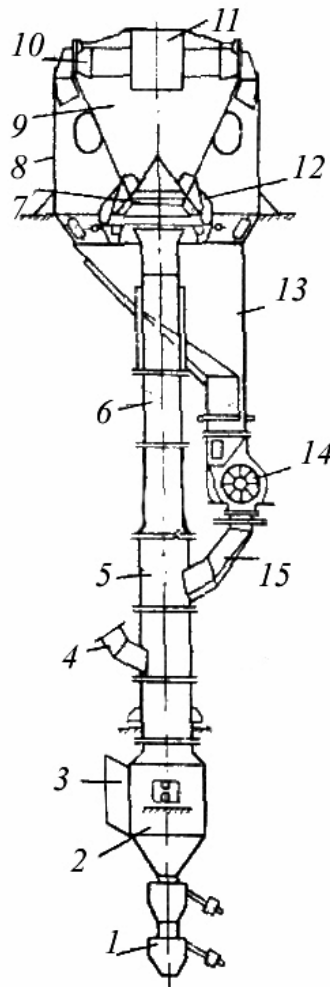


Рисунок 9.36 – Низькошвидкісний газоструминний млин:

1 – мигавки; 2 – колчеданний мішок; 3 – штуцер подачі енергоносія;  
 4 – штуцер живлення; 5 – приймальна труба; 6 – розгінна трубка;  
 7 – розмелювальна плита; 8 – кожух сепаратора; 9 – внутрішній конус сепаратора; 10 – напрямні лопаті; 11 – штуцер для виведення цільової фракції; 12 – рукави повернення грубої фракції; 13 – бункер повернення; 14 – барабанний затвор-живильник; 15 – штуцер повернення

### 9.6. Ударно-стиральні та колоїдні подрібнювачі

У подрібнювачах ударно-стиральної дії подрібнення матеріалу здійснюється за рахунок ударних і стиральних навантажень. Це досягається або за рахунок удару з ковзанням тіла за подрібнюваним матеріалом, або внаслідок уда-

ру з певним поворотом дробильного тіла відносно якої-небудь осі. У цьому випадку стирання відіграє таку саму позитивну роль, що й у подрібнювачах стирально-розтискної дії – розосередження частинок зруйнованого тіла та запобігання можливому злипанню (опресуванню). Ударно-стиральний спосіб подрібнення матеріалу реалізується у вібраційних, планетарних і гіроскопічних млинах.

### *9.6.1. Вібраційні млини*

На рисунку 9.37 зображено схему вібраційного млина із центральним розташуванням вібратора. Млин складається із циліндрового корпусу 1 із завантажувально-розвантажувальним пристроєм 8, вібратора 2, пружинних або гумових опор 3, опорної рами 4, електродвигуна 5, еластичної муфти 6, що сполучає вал двигуна з валом вібратора та куль 7. Вібратор, показаний на рис. 9.38, складається з вала з дебалансом 11, установленим на двох підшипниках, закладених у трубі 4. За допомогою клиноподібних кілець 8 вібратор закріплюється в корпусі подрібнювача. Під час обертання дебалансного вала корпус подрібнювача вібрує та передає коливання кулям. За рахунок зіткнення вібрувальних куль, а також їх взаємного переміщення відбувається інтенсивне подрібнення матеріалу, що надходить до машини.

Подрібнювачі, що мають вібратор із дебалансовим валом, називають інерційними (рис. 9.37 а). Відомі також моделі вібраційних млинів із вібратором гіраційного типу. На валу вібратора такого подрібнювача замість дебалансового вантажу передбачаються ексцентрикові шийки або коліна, на які за допомогою підшипників підвішується барабан млина.

Під час обертання вала-вібратора барабан млина разом із кулями, що знаходяться в ньому, здійснює колові рухи відповідно до розмірів ексцентриситету шийки або коліна вала. Млини з таким вібратором називають гіраційними. За ефективністю подрібнення вони нічим не відрізняються від інерційних, але, зважаючи на важкість їх зрівноваження, вони не набули поширення. Частота коливань вібраційних подрібнювачів відповідає швидкості обертання електродвигуна, що дорівнює  $1\ 500\text{--}3\ 000\ \text{хв}^{-1}$ .

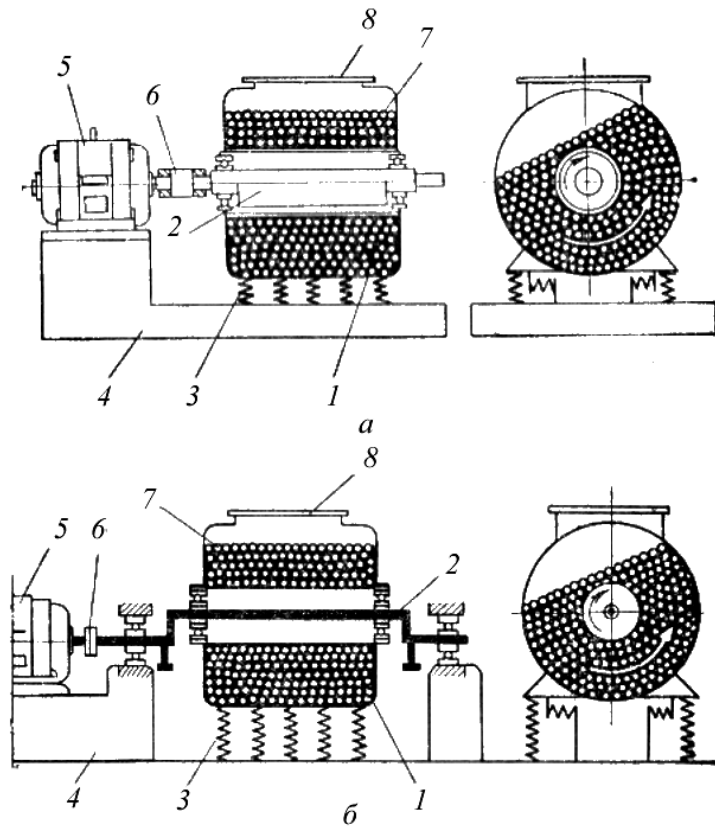


Рисунок 9.37 – Схема вібраційного млина із внутрішнім вібратором:  
*a* – інерційний; *б* – вібраційний; 1 – корпус; 2 – вібратор; 3 – опори; 4 – рама;  
 5 – електродвигун; 6 – муфта; 7 – молотильні тіла (кулі); 8 – люк

Існують вібраційні подрібнювачі як періодичної, так і безперервної дії. Безперервність процесу подрібнення досягається шляхом відведення з корпусу подрібнювача цільової фракції за допомогою повітряного потоку та безперервної подачі до зони подрібнення сировини. Для подачі повітря та виведення повітряної суміші у корпусі млина передбачають спеціальні штуцери.

Вібраційні подрібнювачі із центральним вібратором призначені для подрібнення матеріалів із вихідним розміром частинок 1–2 мм до величини 1–5 мкм. Високий ступінь подрібнення й така дисперсність продуктів подрібнення досягаються як за рахунок самого способу (удар зі стиранням), так і через розподіл маси речовини в подрібнювачі. Частинки матеріалу весь час перебувають у зваженому стані та вібрують, що перешкоджає їх злипанню та опресуванню. Розмір частинок помелу у вібраційному млині періодичної дії залежить від часу перебування матеріалу в зоні подрібнення, а продуктивність подрібню-

вача – від його параметрів, фізико-механічних властивостей сировини та умов перебігу процесу. На продуктивність такого подрібнювача вирішальний вплив чинять розмір частинок помелу та опір матеріалу помелу. Зі зменшенням бажаного середнього розміру частинок помелу та при збільшенні опору матеріалу подрібненню продуктивність млина зменшується.

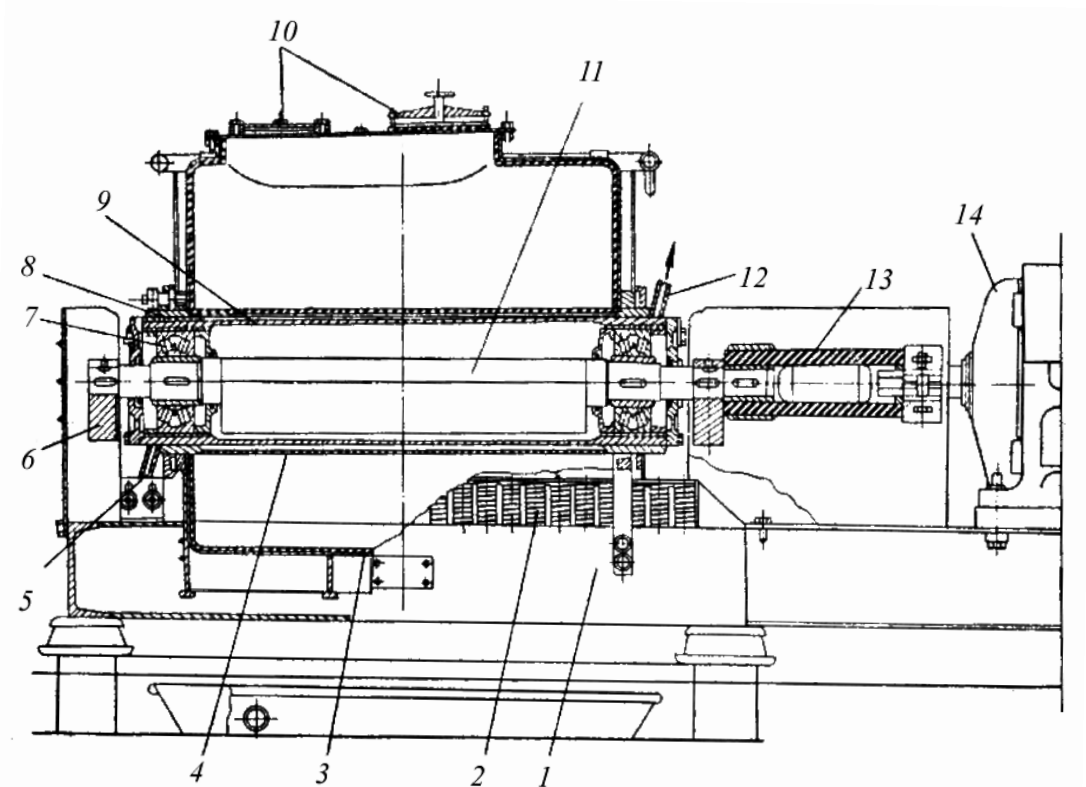


Рисунок 9.38 – Вібраційний млин (гумований):

- 1 – опорна рама; 2 – пружини; 3 – корпус млина; 4 – внутрішня труба;  
 5 – штуцер для води охолоджувальний; 6 – додатковий дебаланс;  
 7 – підшипник; 8 – різні кріпильні кільця; 9 – гільза вібратора;  
 10 – завантажувально-розвантажувальний люк; 11 – вал із дебалансом;  
 12 – штуцер охолодження; 13 – еластична муфта; 14 – електродвигун

Описані вище інерційні та гіраційні вібраційні подрібнювачі мають ряд конструкційних технологічних недоліків. До них належать такі: внаслідок розміщення вібратора всередині барабана ефективна робота молоткових тіл знижується, підвищується питома витрата енергії та збільшується зношення деталей, особливо корпусу вібратора; через розміщення в корпусі подрібнювача великої

кількості молольних тіл (коефіцієнт заповнення 0,8–0,9) ускладнене безперервне та рівномірне виведення готового продукту із зони подрібнення; через конструкцію не вдається здійснити «вентиляцію» млина за всім обсягом, що також наводить до збільшення витратних коефіцієнтів порівняно з тими, які можна було б очікувати за кращої вентиляції млина.

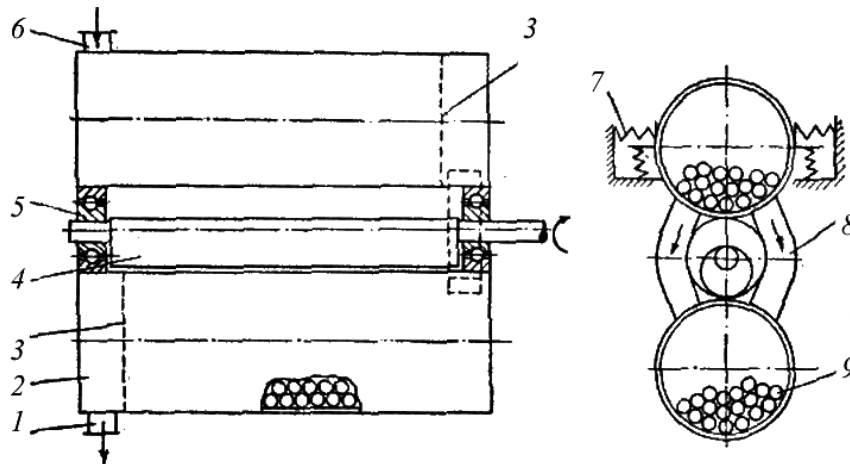


Рисунок 9.39 – Вібраційний млин із винесеним вібратором:

- 1 – штуцер для виведення розмеленого матеріалу; 2 – барабан; 3 – ґрати;  
 4 – вал із дебалансом; 5 – підшипники; 6 – штуцер живлення;  
 7 – амортизатори; 8 – рукави; 9 – молольні тіла

Ці недоліки значною мірою усунені у вібраційному подрібнювачі з винесеним вібратором, наведеному на рис. 9.39. Подрібнювач складається із трьох барабанів, розміщених горизонтально один над одним. У середньому барабані розміщений дебалансовий вал 4, що обертається в підшипниках 5. До барабанів завантажуються молольні тіла 9. Матеріал, що підлягає подрібненню, надходить через штуцер 6. У кінці першого барабана перед рукавом 8 установлені ґрати 3, що пропускають матеріал і затримують молольні тіла. Матеріал, вийшовши з верхнього барабана, по рукавах потрапляє до нижнього, де знову подрібнюється або піддається повторному помелу. Готовий продукт, пройшовши загороджувальні ґрати 3, виходить через штуцер 1. Подрібнювач установлюють на пружинних підвісках або на пружинних опорах. Пристрій описаного подрібнювача нагадує двокамерний барабанний млин. Оскільки в міру просування матеріалу з першої до останньої камери розмір його зменшується, діаметр куль

по ходу руху матеріалу доцільно також зменшувати. Такі подрібнювачі можна виготовити з більшою кількістю барабанів, що працюють як паралельно, так і послідовно.

### 9.6.2. Планетарні млини

До ударно-стиральних подрібнювачів належать також планетарні млини. Планетарний млин (рис. 9.40) – це декілька невеликих барабанів подрібнення 3, змонтованих на вертикальному водилі 2. На осі кожного подрібнювача насаджено шестірні 5, що знаходяться в зачепленні з нерухомими зубчастими колесами 4.

Під час обертання водила барабанні подрібнювачі обертаються як відносно його осі, так і навколо власних осей. Сировину подрібнюють тіла, що містяться в барабанах. Процес відбувається за набуття складного руху та при взаємному багаторазовому зіткненні зі стінкою барабана, а також під час ковзання одних тіл стосовно інших.

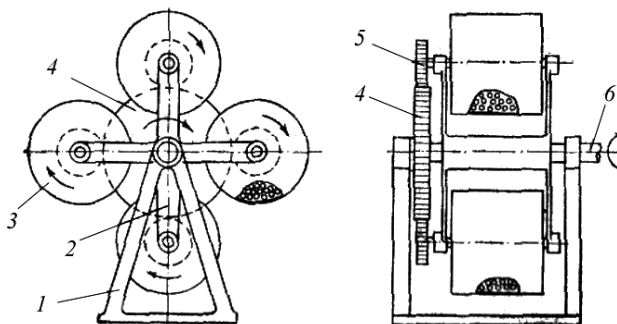


Рисунок 9.40 – Планетарний млин: 1 – станина; 2 – водило; 3 – барабанний млин; 4 – нерухоме зубчасте колесо; 5 – приводна шестірня; 6 – приводний вал

### 9.6.3. Гіроскопічні млини

Гіроскопічний подрібнювач (рис. 9.41) складається з барабана 5, на цапфах якого знаходяться ролики 3, що спираються на опорну шайбу 2. Із цапфами барабана зв'язане водило 4, що знаходиться на приводному валу 1. При обертанні приводного вала барабан подрібнювача обертається як відносно горизонтальної, так і вертикальної осі. Молольні тіла знаходяться всередині барабана, набувають складного руху, внаслідок чого відбувається подрібнення.

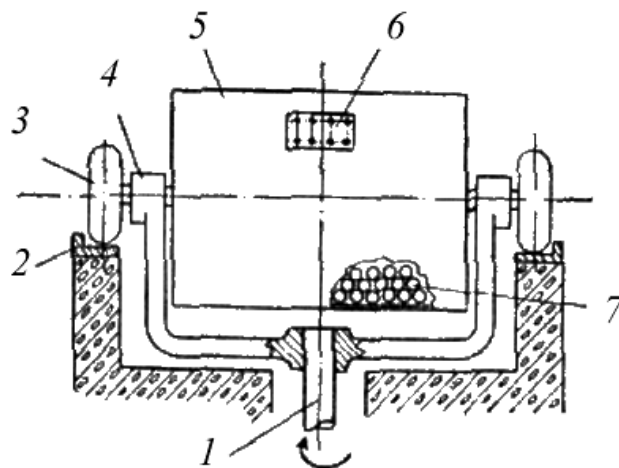


Рисунок 9.41 – Гіроскопічний млин: 1 – приводний вал; 2 – опорна шайба;  
 3 – ролик; 4 – водило; 5 – барабан із молольними тілами; 6 – люк;  
 7 – молольні тіла

Випробування лабораторних зразків таких подрібнювачів показало, що для безладнішого руху куль доцільно до маси дрібних куль завантажувати великі. Для планетарних та гіроскопічних подрібнювачів залишається поки не з'ясованим кількісний зв'язок між чинниками, що впливають на процес подрібнення: геометричні розміри барабана, швидкості його обертання, розмір дробильних тіл, початковий та кінцевий розміри частинок сировини, а також опір подрібненню сировини, продуктивність подрібнювачів і питома витрата енергії. Ці питання ще потребують теоретичного й експериментального вирішення. Залишається також не вирішеним питання про безперервність процесу в таких подрібнювачах. Без вирішення цих питань планетарні та гіроскопічні подрібнювачі складно буде широко впроваджувати в промисловості.

#### 9.6.4. Бильні млини

На рисунку 9.42 поданий бильний колоїдний подрібнювач, робочими елементами якого є біли 3, укріплені на роторі 4, і контрударники 6, розміщені в корпусі 1. Ряди біл ротора знаходяться між рядами контрударників корпусу. Сировина надходить у подрібнювач через штуцер 8 у напрямі, протилежному

до руху ротора, а вже подрібнений матеріал виходить через штуцер 9. Корпус подрібнювача забезпечений сорочкою для підігрівання або охолодження подрібнюваної системи. Теплоносій надходить через штуцер 10 і виводиться через штуцер 7.

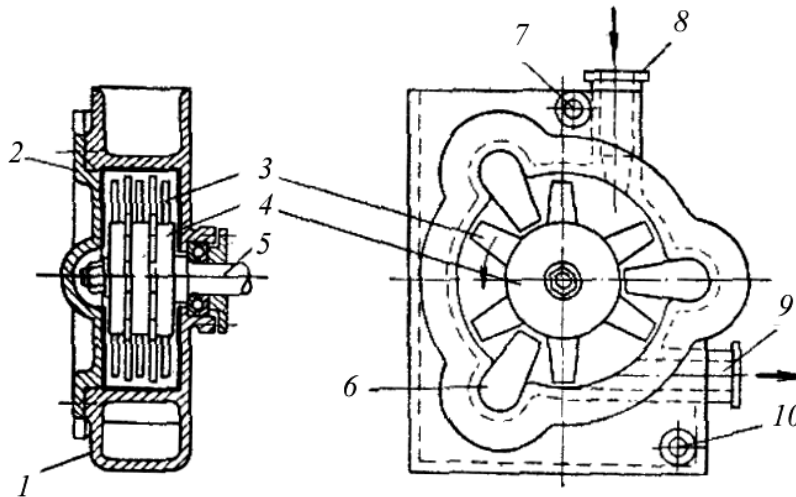


Рисунок 9.42 – Роторно-бильний колоїдний млин:

1 – корпус; 2 – кришка; 3 – біла; 4 – ротор; 5 – вал; 6 – контрударник;  
7, 10 – штуцери охолодження або нагрівання млина; 8, 9 – штуцери введення та відведення подрібнюваного матеріалу

Залежно від сировини та вимог до кінцевого продукту подрібнювач може працювати як у відкритому, так і в замкненому циклі зі збиранням та циркуляційним насосом. Високий ступінь подрібнення матеріалу в цих подрібнювачах досягається за рахунок стирання та стискання частинок між білами та контрударниками. Також додає значного ефекту кавітація, що розвивається внаслідок високої швидкості руху біл і частинок та їх зіткнень із контрударниками. Через велику кавітацію в таких подрібнювачах їх інколи називають кавітаційними подрібнювачами. У цих машинах одержують продукт із розміром частинок від 1 до 20 мкм. Продуктивність подрібнювача залежить від середнього розміру частинок у помелі, а також від співвідношення сухих речовин і рідини. Подрібнювачі застосовують для приготування колоїдної сірки, арсеніту кальцію, мідного арсеніту, фарбників, колоїдного графіту та інших колоїдних систем, а також використовують як емульгатори, гомогенізатори, змішувачі та ін.



### 9.6.5. Млини з ґратчастим ротором

На рисунку 9.43 показаний колоїдний млин із ґратчастим ротором. Подрібнювач складається з порожнистого ґратчастого ротора 1 і статора 2, розміщених у корпусі 3.

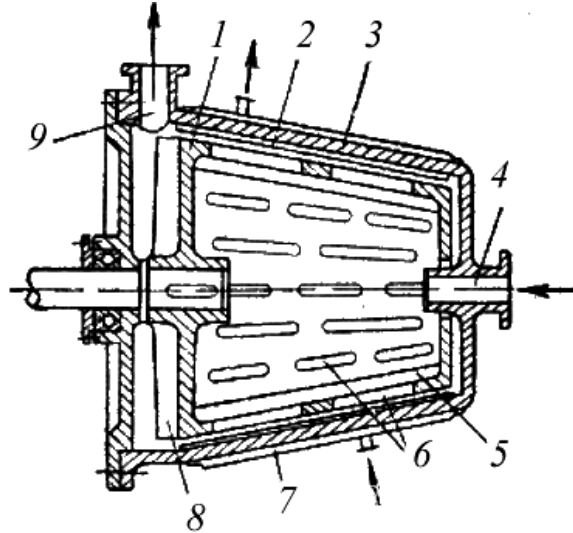


Рисунок 9.43 – Колоїдний млин із ґратчастим ротором:

1 – ротор; 2 – статор; 3 – корпус; 4 – штуцер живлення; 5 – подовжні ребра; 6 – прорізи в роторі; 7 – кожух; 8 – лопаті-викидачі; 9 – штуцер для виведення продукту

Сировина у вигляді пульпи через штуцер 4 надходить у ротор, захоплюється закріпленими ребрами 5, проштовхується відцентровими силами через вузькі прорізи в стінках ротора та потрапляє в зазор між ротором і статором. На внутрішній поверхні статора є подовжні борозни, що поліпшують процес подрібнення. Подрібнення матеріалу проходить у зазорі стиранням та розривом частинок, а також за рахунок ефекту кавітації, що виникає внаслідок швидкого обертання ротора. Прямуючи до вивідного штуцера 9, частинки додатково руйнуються лопатями-викидачами 9. Подрібнювач забезпечений кожухом 7 для відведення або підведення тепла. Середній розмір частинок помеленого матеріалу регулюється зміною зазору між ротором і статором, а також часом подрібнення матеріалу. Подрібнювач працює в замкненому циклі з місткістю та циркуляційним насосом.

### 9.6.6. Вібраційний кавітаційний млин

На рисунку 9.44 наведений колоїдний вібраційно-кавітаційний млин. Подрібнювач складається з корпусу 1, статора 2 і ротора 3. Статор і ротор мають на поверхні напрямлені вздовж осі канавки. Сировина у вигляді суспензії надходить через штуцер 5 у кільцевий зазор між статором і ротором і виходить через штуцер 6.

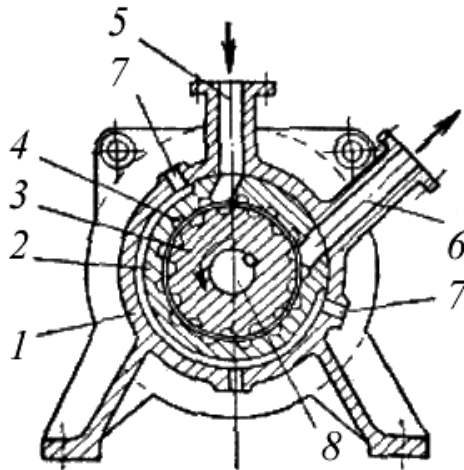


Рисунок 9.44 – Колоїдний вібраційний кавітаційний млин:

1 – корпус; 2 – статор; 3 – ротор; 4 – подовжні канавки; 5 – штуцер живлення;  
6 – штуцер виведення пульпи; 7 – штуцери охолодження або підігрівання  
млина; 8 – вал ротора

Під час обертання ротора частинки матеріалу, рухаючись від канавок ротора до канавок статора, здійснюють коливання високої частоти. За діаметра ротора подрібнювача 0,5 м та швидкості його обертання близько  $18\,000\text{ хв}^{-1}$  частота коливання частинок близька до ультразвукової. Такі коливання матеріалу в поєднанні з наявністю середовища, що диспергує, обумовлюють високий ступінь подрібнення. Для охолодження або нагрівання подрібнювача передбачена спеціальна сорочка. Теплоносій подається та виводиться через штуцер 7. Продуктивність подрібнювача діаметром 0,5 м становить по суспензії 500–700 кг/год при розмірі кінцевих частинок 1–10 мкм; споживана потужність – близько 60 кВт.

## 9.7. Методика розрахунків

### 9.7.1. Визначення основних параметрів щоківих дробарок

*Визначення кута захоплення.* При перевищенні деякого граничного значення кута між щоками, який називають кутом захвату, сили тертя, що виникають між щоками та сировиною, не стримують матеріалу, який вислизає з простору між щоками. Для визначення кута захоплення вважають, що частка матеріалу має форму кулі. Силою тяжіння нехтують у зв'язку з її малим значенням.

Кут  $\alpha$  (рис. 9.45 а) буде кутом захоплення за рівноваги кулеподібної частинки сировини під дією сили стискання  $P$  та сил тертя  $Pf$ , що створюють плоску систему сил.

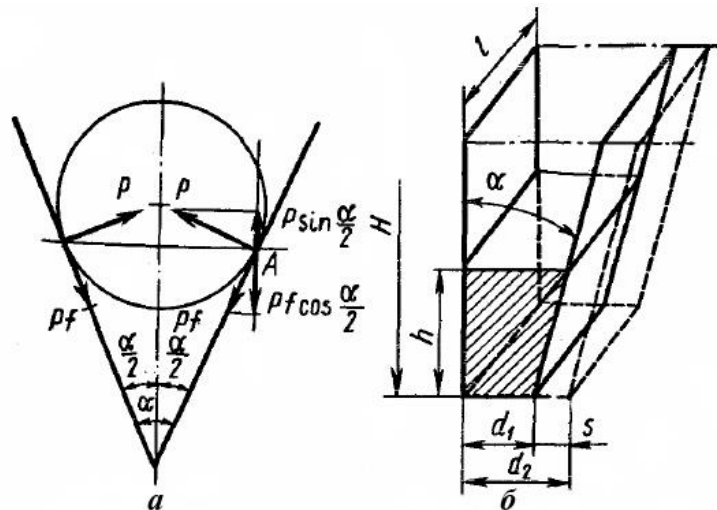


Рисунок 9.45 – Схема до розрахунку кута захоплення

Спроектувавши сили на дві взаємно перпендикулярні осі, одна з яких збігається з віссю симетрії системи, з умови рівноваги одержимо

$$2P \sin \frac{\alpha}{2} = 2pf \cos \frac{\alpha}{2}. \quad (9.1)$$

Розділивши обидві частини рівняння на  $2P \cos \frac{\alpha}{2}$ , маємо

$$\operatorname{tg} \frac{\alpha}{2} = f = \operatorname{tg} \varphi, \quad (9.2)$$

де  $f$  – коефіцієнт тертя ковзання матеріалу, що дробиться, та плит, які

дроблять;  $\varphi$  – кут тертя, град.

Незалежно від розміщення щік, кут захоплення дорівнює подвійному куту тертя. Кут тертя  $\varphi$  та коефіцієнт тертя  $f$  знаходять або експериментально, або за довідниками. Під час дроблення кам'яних матеріалів сталевими щоками коефіцієнт тертя  $f = 0,3$ , звідки  $\alpha = 33^{\circ}20'$ . Практично кут між щоками  $\alpha_{np}$  беруть дещо меншим, щоб забезпечити утримання матеріалу силами тертя

$$\alpha_{np} = (0,45 - 0,7)\alpha. \quad (9.3)$$

*Визначення продуктивності.* Після завершення робочого ходу рухомої щоки зазор між щоками стає найменшим  $d_1$ , а при відході рухомої щоки від нерухомої на величину  $s$  зазор збільшується до величини  $d_1 + s$  (рис. 9.45). За час відходу щоки на величину  $s$  через розвантажувальну щілину матеріал випадає у вигляді призми, об'єм якої

$$V = \frac{(d_1 + s) + d_1}{2} hl, \quad (9.4)$$

де  $l$  – довжина розвантажувального отвору, що дорівнює ширині щоки, м:

$$h = \frac{s}{\operatorname{tg}\alpha}. \quad (9.5)$$

Кількість подвійних гойдань щоки відповідає частоті обертання ексцентрикового вала  $n$ ,  $\text{с}^{-1}$ ; отже, продуктивність щокової дробарки,  $\text{м}^3/\text{год}$ ,

$$Q = 3600Vnk_p$$

або у т/год

$$Q = 3600Vnk_p\rho = 3600 \frac{(d_1 + s) + d_1}{2} \frac{s}{\operatorname{tg}\alpha} lk_p n \rho, \quad (9.6)$$

де  $k_p$  – коефіцієнт розпушування матеріалу ( $k_p = 0,3-0,65$ );  $\rho$  – густина матеріалу,  $\text{т}/\text{м}^3$ .

Прийнявши середній розмір частинки, що виходить із дробарки,

$$d_{cp} = \frac{(d_1 + s) + d_1}{2}, \quad (9.7)$$

$$Q = 3600Vnk_p\rho = \frac{3600d_{cp}slk_p n\rho}{\operatorname{tg}\alpha}, \quad (9.8)$$

де всі лінійні величини  $d_{cep}$ ,  $s$  і  $l$  виражені у метрах.

Коефіцієнт розпушування матеріалу беруть тим меншим, чим більша дробарка. Частоту обертання ексцентрикового вала визначають з умови рівності часу відходу рухомої щоки на величину  $s$  та часу вільного падіння матеріалу з висоти  $h$  з урахуванням його тертя об щоки ( $n$ , с<sup>-1</sup>,  $s$ , м):

$$n = \sqrt{\frac{\operatorname{tg}\alpha}{s}}. \quad (9.9)$$

Продуктивність щоккових дробарок залежить здебільшого від розміру дробарки; випускають дробарки з продуктивністю від 1 до 700 т/год, але в кожній дробарці її можна регулювати зміною величини  $d_1$  за допомогою регулювальних клинів і змінних розпірних плит.

Для дробарок із малою продуктивністю питома витрата енергії становить близько 2,2 кВт год/т, для великих – 1,1 кВт год/т.

### 9.7.2. Визначення основних параметрів дробарок із гладкими валками

*Визначення кута захоплення.* Зі схеми (рис. 9.46) бачимо, що кутом захоплення валкових дробарок із гладкими валками є кут між площинами, дотичними до поверхні валків у точках зіткнення з ними найбільшої кулеподібної частинки сировини, яку зтягнуло до простору між валками, силами тертя  $Pf$  при силах тиску  $P$ . На схемі показані сили, що діють на частинку матеріалу з боку лівого валка. Такі самі сили діють і з боку правого, завдяки чому горизонтальні проекції сил взаємно зрівноважуються.

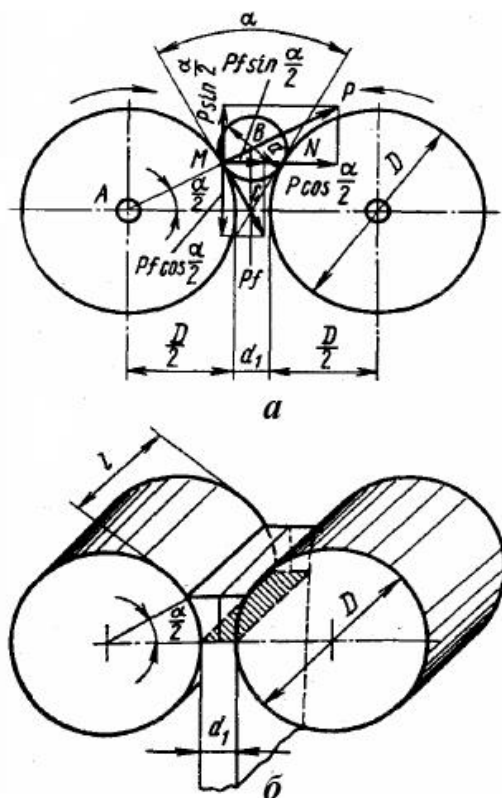


Рисунок 9.46 – Схема до розрахунку кута захоплення валкових дробарок

Кут захоплення валкових дробарок визначають так само, як і кут захоплення в щоківих дробарок. Він дорівнює подвійному куту тертя, а практично становить 15–25°.

Співвідношення між діаметром валків  $D$  і діаметром частинок  $d$ , що надходять до машини, визначають із трикутника  $\Delta ABC$  за схемою (рис. 9.46):

$$\frac{D}{2} + \frac{d_1}{2} = \left( \frac{D}{2} + \frac{d}{2} \right) \cos \frac{\alpha}{2}. \quad (9.10)$$

Помноживши обидві частини рівняння на  $2/d$ , одержимо

$$\frac{D}{d} + \frac{d_1}{d} = \left( \frac{D}{d} + 1 \right) \cos \frac{\alpha}{2}, \quad (9.11)$$

$$\frac{D}{d} \left( 1 - \cos \frac{\alpha}{2} \right) = \cos \frac{\alpha}{2} - \frac{d_1}{d}. \quad (9.12)$$

При ступені подрібнення, що дорівнює  $i$ ,  $\frac{d}{d_1} = i$ , а  $\frac{d_1}{d} = \frac{1}{i}$ , одержимо

$$\frac{D}{d} = \frac{\cos \frac{\alpha}{2} - \frac{1}{i}}{1 - \cos \frac{\alpha}{2}}. \quad (9.13)$$

Для гладких валків і твердих матеріалів це відношення перевищує 20, для рифлених – 10–12, а для зубчастих – від 1,5 до 6.

*Продуктивність валкових дробарок* залежить від довжини валків  $l$ , зазору між валками  $d_1$ , швидкості руху стрічки матеріалу й від того, наскільки вона розпушена. Останнє враховується коефіцієнтом  $k$ , який, крім того, враховує міру використання довжини валків і нерівномірність подачі сировини ( $k = 0,2$ – $0,3$  – для твердих порід і  $0,4$ – $0,6$  – для глини):

$$Q = 3600 l d_1 v k. \quad (9.14)$$

Швидкість руху стрічки матеріалу приблизно дорівнює коловій швидкості поверхні валків, м/с:

$$v = \pi d n, \quad (9.15)$$

де  $n$  – частота обертання валків,  $\text{с}^{-1}$ .

Тоді продуктивність валкової дробарки буде визначена таким чином  $\text{м}^3/\text{год}$ ;

$$Q = 3600 \pi l d_1 D n k, \quad (9.16)$$

або у т/год

$$Q = 3600 \pi l d_1 D n k \rho, \quad (9.17)$$

де  $l$  – довжина валків (рис. 9.46).

### 9.7.3. Визначення основних параметрів бігунів

*Визначення кута захоплення.* Кутом захоплення в бігунів (рис. 9.47) називають кут між площиною чаші та площиною, дотичною до поверхні котка в точці зіткнення з ним найбільшої кулеподібної частинки матеріалу, яка стримується силами тертя  $Pf$ , що виникають під дією сил тиску  $P$ .

Визначення кута захоплення бігунів проводиться аналогічно визначенню кута захоплення в щоккових дробарках: він дорівнює подвійному куту тертя і залежить від коефіцієнта тертя.

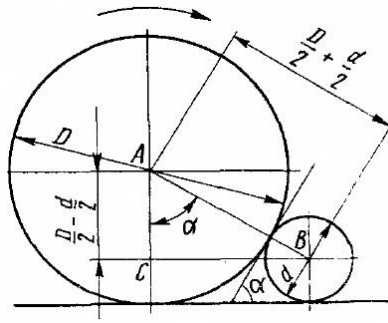


Рисунок 9.47 – Схема до розрахунку бігунів

Співвідношення між діаметром котка  $D$  та діаметром частинки сировини  $d$  визначається із трикутника  $\Delta ABC$  (рис. 9.47):

$$\frac{D}{2} - \frac{d}{2} = \left( \frac{D}{2} + \frac{d}{2} \right) \cos \alpha, \quad (9.18)$$

$$\Rightarrow \frac{D}{d} = (1 + \cos \alpha) - (1 - \cos \alpha). \quad (9.19)$$

Це співвідношення для твердих порід дорівнює 11, а для глини з кар'єрною вологістю – близько 5. Проте для надійної роботи бігунів величину найбільших частинок необхідно брати на 10–20 % меншу за розрахункову величину, тобто  $\alpha_{np} = (0,8 - 0,9) \alpha$ .

*Продуктивність бігунів* виражають в об'ємних або вагових одиницях готового продукту, одержаного за одиницю часу. Оскільки фізичні властивості сировини та вимоги до якісних показників готового продукту різноманітні, поки немає розрахункових формул, які враховували б усі чинники, що впливають на продуктивність, тому для її розрахунку користуються наближеними або емпіричними формулами.

Продуктивність бігунів періодичної дії залежить від величини порції матеріалів, що надходять до чаші, міри їх ущільнення або розпушування в процесі оброблення та від тривалості циклу оброблення.

З урахуванням конкретних умов роботи продуктивність бігунів періодичної дії,  $\text{м}^3/\text{год}$ :



$$Q = \frac{3600Vk_g}{t_u}, \quad (9.20)$$

де  $V$  – фактичний об'єм готового продукту, м<sup>3</sup>;  $t_u$  – тривалість циклу (сума часу, що витрачається на завантаження, оброблення порції, розвантаження та підготовку машини до наступного циклу), с;  $k_g$  – коефіцієнт використання бігунів за часом роботи ( $k_g = 0,8-0,9$ ).

Орієнтовно продуктивність бігунів мокрою подрібнення безперервної дії з дірчастими плитами подової чаші, м<sup>3</sup>/год:

$$Q = \frac{3600l(A_1 + A_2)\omega k_g}{2\pi}, \quad (9.21)$$

де  $l$  – середня довжина глиняних прутків, що продавлюються через отвори у плитах подової чаші при набіганні котка (для глин середньої пластичності з вологістю 18–20 % –  $l = 0,02-0,025$  м), м;  $A_1$  – площа отворів подової чаші, що перекривається котком, який ближче розміщений до осі обертання, за один оборот вертикального вала, м<sup>2</sup>;  $A_2$  – те саме для котка, який віддалений від осі вертикального вала, м<sup>2</sup>;  $\omega$  – кутова швидкість вертикального вала, рад/с;  $k_g$  – коефіцієнт використання бігунів ( $k_g = 0,8-0,9$ ).

Для сухого подрібнення кам'янистих порід запропонована формула

$$Q = 2,15GDn, \quad (9.22)$$

де  $G$  – маса котка, т;  $D$  – діаметр чаші, м;  $n$  – частота обертання вала, с<sup>-1</sup>.

Підбирають бігуни за відповідними каталогами. При цьому необхідно мати на увазі, що правильне врахування конкретних умов роботи та властивостей матеріалів можуть забезпечити надійність під час експлуатації бігунів.

### 9.7.3. Визначення основних параметрів кульових млинів

*Частота обертання барабана.* Під час обертання барабана кульового млина завантажені до внутрішнього об'єму молотні тіла і матеріал під дією відцентрових сил та інерції, від впливу маси куль, притискаються до футеру-

вання, піднімаються на деяку висоту та під час падіння набувають кінетичної енергії, що використовується для подрібнення. Залежно від кутової швидкості або частоти обертання барабана розрізняють три варіанти траєкторії куль.

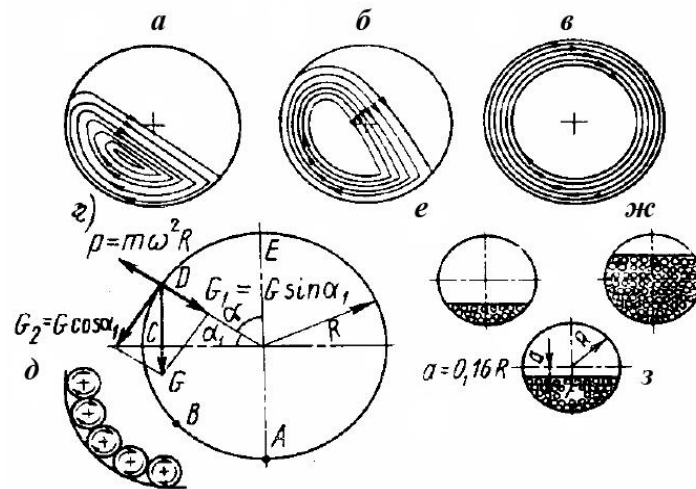


Рисунок 9.48 – Схема до розрахунку кульових млинів

*Перший.* За порівняно малої кутової швидкості обертання барабана (рис. 9.48 а) вся маса куль разом із сировиною зміщується у бік обертання барабана, і, якщо вільна поверхня завантаження матиме нахил, що перевищує кут природного нахилу куль, вони скочуються, подрібнюючи матеріал легкими ударами та стиранням. Такий рух молоткових тіл не забезпечує інтенсивного подрібнення.

*Другий.* За збільшення кутової швидкості барабана зростає дія відцентрових сил та інерції самих тіл; кулі піднімаються вище за горизонтальну площину, що проходить через геометричну вісь барабана та, відриваючись від його внутрішньої поверхні, продовжують рухатися, як тіло кинуте під кутом до горизонту, тобто по параболі (рис. 9.48 б). Такий рух забезпечує найбільш інтенсивне подрібнення матеріалу здебільшого ударом куль, що падають.

*Третій.* За подальшого збільшення кутової швидкості барабана настає момент, коли відцентрові сили та інерція перевищують силу тяжіння спочатку в найбільш віддаленій від осі обертання кулі, а згодом й у внутрішніх колах, і кулі, притиснені до внутрішньої поверхні барабана, обертатимуться разом із ним, проте не виконуватимуть корисної роботи (рис. 9.48 в).

Кутову швидкість барабана, при якій виникає таке положення, називають критичною  $\omega$ , рад/с або  $n$ , с<sup>-1</sup>.

Для розрахунку критичної та оптимальної кутових швидкостей барабана кульового млина припускаємо, що діаметр куль – малий порівняно з діаметром барабана та внутрішній його діаметр (з урахуванням футерування) дорівнює діаметру кола, по якому рухаються центри куль при їх обертанні разом із барабаном. Також припускаємо, що кулі розміщені суцільним шаром, і кожна куля, що піднімається, підтримується наступною за нею, тобто скочуватися та ковзати по похилій поверхні барабана кулі не можуть.

Під час обертання куль разом із барабаном на кожен кулю діє сила тяжіння  $G$  (рис. 9.48 г), яка є незмінною за величиною і спрямована вертикально вниз, і відцентрова сила  $P$ , що спрямована по радіусу й безперервно змінює свій напрям під час обертання барабана. У точці  $A$  на кулю діють збіжні за напрямом сила тяжіння та відцентрова сила. У точці  $B$  куля притиснена до барабана відцентровою силою та радіальною складовою сили тяжіння, а в точці  $C$  – лише відцентровою силою. Тангенціальна (дотична) складова сили тяжіння, що прагне зрушити кулю, зрівноважується реакційною силою розміщених позаду куль. Кочення куль також не відбувається, оскільки в суцільному шарі кулі притиснені одна до одної, а під час кочення вони повинні обертатися в одному напрямі, тобто дотичні точки суміжних куль повинні рухатися в протилежних напрямках, долаючи великі сили тертя ковзання (рис. 9.48 д).

Вище за горизонтальну площину, що проходить через вісь барабана, у будь-якій точці  $D$ , розміщеній між  $C$  та  $E$ , радіальна складова  $G_1$  від сили тяжіння  $G$  прагне відірвати кулю від барабана. Відрив відбувається, як тільки  $G_1$  зрівняється за значенням із  $P$ .

Якщо ця рівність виникає лише в критичній точці  $E$ , то куля не відривається й весь шар куль обертається разом із барабаном. Спрямована по радіусу відцентрова сила,  $H$ , дорівнює

$$G_1 = G \cos \alpha, \quad (9.23)$$

$$G_1 = G \sin \alpha_1. \quad (9.24)$$

Отже,

$$P = m\omega^2 R = \frac{G4\pi^2 n^2 R}{g} = \frac{Gv^2}{gR}, \quad (9.25)$$

де  $m$  – маса кулі, кг;  $G$  – сила тяжіння від маси кулі, Н;  $g$  – прискорення вільного падіння, м/с<sup>2</sup>;  $R$  – радіус кола, яке описують центри тяжіння куль, м;  $\omega$  – кутова швидкість кулі, рад/с;  $n$  – частота обертання кулі з барабаном, с<sup>-1</sup>;  $v$  – колова швидкість кулі, м/с.

Відрив кулі відбувається за умови, якщо  $G_1 = P$ ;  $G \cos \alpha = m\omega^2 R$ ;  $mg \cos \alpha = m\omega^2 R$ , звідки одержимо формули для розрахунку кутової швидкості, колової швидкості та частоти обертання для будь-яких значень кута відриву в інтервалі від 90 до 0°:

$$\omega = \pi \sqrt{\frac{\cos \alpha}{R}}, \quad (9.26)$$

$$v = \pi \sqrt{R \cos \alpha}, \quad (9.27)$$

$$n = \frac{1}{2} \sqrt{\frac{\cos \alpha}{R}}. \quad (9.28)$$

При  $\alpha = 0$  одержуємо критичні значення швидкостей, за досягнення яких кулі обертаються разом із барабаном, не відриваючись від нього та не виконуючи корисної роботи:

$$\omega_{кр} = \frac{\pi}{\sqrt{R}}, \quad (9.29)$$

$$v_{кр} = \pi \sqrt{R}, \quad (9.30)$$

$$n_{кр} = \frac{1}{2\sqrt{R}}, \quad (9.31)$$

де  $R$  – внутрішній радіус футерованого барабана млина діаметром  $D$ , м.

Теоретично найбільшу вертикальну проекцію траєкторії падіння кулі мають при  $\alpha = 54^\circ 40'$ . Підставивши це значення кута відриву в попередні формули, одержимо оптимальні значення швидкостей ( $\cos 54^\circ 40' = 0,5784$ ):

$$\omega = \frac{3,36}{\sqrt{D}}, \quad (9.32)$$

$$v = 1,69\sqrt{D}, \quad (9.33)$$

$$n = \frac{0,534}{\sqrt{D}}, \quad (9.34)$$

що відповідає умовам сухого помелу.

Для мокрого помелу з урахуванням проскакування молотьних тіл (на 9 % при діаметрі барабана більшому ніж 1,25 м і до 25 % для барабанів діаметром меншим ніж 1,25 м) одержимо частоту обертання відповідно

$$n = \frac{0,582}{\sqrt{D}}, \quad (9.35)$$

$$n = \frac{0,688}{\sqrt{D}}. \quad (9.36)$$

При футеруванні броньованими плитами та подовжніми ребрами або циліндровими виступами, що полегшують піднімання куль:

$$n = \frac{0,467}{\sqrt{D}}. \quad (9.37)$$

У технічній характеристиці зазвичай зазначені внутрішні розміри (діаметр і довжина) нефутерованого барабана, тому розрахунковий діаметр визначають за формулою

$$D = D_{\circ} - 2\delta \approx 0,94D_{\circ}, \quad (9.38)$$

де  $D_{\circ}$  – внутрішній діаметр нефутерованого барабана, м;  
 $\delta$  – товщина футерування, що зазвичай становить 2,9–3,1 % від діаметра барабана, м.

*Маса молотьних тіл.* Ефективність роботи кульових млинів залежить від повноти заповнення барабана молотьними тілами, що характеризується коефіцієнтом завантаження  $k_3$ , що є відношенням площі поперечного перерізу шару завантаження  $A$  в спокійному стані до площі поперечного перерізу барабана:

$$k_3 = \frac{A}{\pi R^2}, \quad (9.39)$$

або відношення маси завантаження до маси її в об'ємі барабана, тобто

$$k_3 = \frac{m}{\pi R^2 L k_p \rho}, \quad (9.40)$$

$$L = L_p - L_n z, \quad (9.41)$$

$$L_n = (0,1-0,2) D_{\sigma}, \quad (9.42)$$

де  $m$  – маса молольних тіл, кг;  $R$  – внутрішній радіус футерованого барабана, м;  $L$  – внутрішня довжина барабана за вирахуванням товщини перегородок, м;  $k_p$  – коефіцієнт розпушування завантаження (для сталевих куль і гальки  $k_p = 0,575$ ; для сталевих циліндрів  $k_p = 0,55$ );  $\rho$  – густина матеріалу молольних тіл (для сталевих  $\rho = 7850$  кг/м<sup>3</sup>, для кременевої гальки –  $2600$  кг/м<sup>3</sup>);  $L_p$  – робоча довжина барабана (довжина циліндрової частини), м;  $L_n$  – товщина міжкамерної перегородки, розвантажувальної діафрагми перегородки сепарувального пристрою, м;  $z$  – число перегородок;  $D_{\sigma}$  – внутрішній діаметр нефутерованого барабана, м.

За малої кількості молольних тіл (рис. 9.48 е) ефективно розмелювання неможливе, оскільки кулі, не маючи достатнього підпору, скочуватимуться і не піднімуться на необхідну висоту навіть за швидкостей обертання барабана, що в декілька разів перевищують критичні. За надмірного перевантаження барабана (рис. 9.48 з) кулі також не подрібнюватимуть матеріал. Практично найкращі результати одержують за коефіцієнта завантаження  $k_3 = 0,26-0,32$  (рис. 9.48 ж).

Прийнявши значення коефіцієнтів відповідно до умов роботи, одержимо масу молольних тіл, кг:

$$m = \pi R^2 L k_p k_3 \rho. \quad (9.43)$$

*Продуктивність кульових млинів* залежить від багатьох чинників, урахувати які теоретично обґрунтованою формулою складно, тому на практиці її розраховують за емпіричними формулами, що враховують лише деякі основні чинники. Під час проектування цементних заводів продуктивність кульових млинів, т/год,

$$Q = 6,45V\sqrt{D}\left(\frac{m}{V}\right)^{0,8} qk, \quad (9.44)$$

де  $V$  – корисний об’єм барабана млина,  $\text{м}^3$ ;  $D$  – внутрішній діаметр футерованого барабана,  $\text{м}$ ;  $m$  – маса молотьних тіл,  $\text{т}$ ;  $q$  – питома продуктивність млина,  $\text{т}/(\text{кВт} \cdot \text{год})$ ;  $k$  – поправковий коефіцієнт, що враховує тонкість помелу сировини, яку визначають за відсотком залишку на контрольному ситі.

Під час аспірації багатокамерних млинів їх продуктивність зростає на 15–20 %, що враховують додатковим коефіцієнтом  $k_{acn} = 1,15\text{--}1,2$ . Для підвищення продуктивності кульових млинів велике значення мають рівномірність живлення матеріалом і розмір його частинок. При сухому помелі застосовують електроакустичний прилад, який за висотою тону звука куль, що падають, визначає нестачу в млині матеріалу або є його надлишок, і відповідно до цього автоматично регулює роботу живильника. Попереднє подрібнення шматків матеріалу до розмірів 5–15  $\text{мм}$  і завантаження млина відповідно дрібнішими кулями також значно підвищують продуктивність млинів. Ділення барабана на камери дозволяє краще розподілити молотьні тіла, за розмірами, але перегородки ускладнюють проходження матеріалу, створюючи опір повітрю під час аспірації.

### 9.8. Приклад розрахунку молоткової дробарки

Визначити основні розміри робочих органів, продуктивність, потужність двигуна молоткової дробарки за такими вихідними даними: середній діаметр частинок сировини матеріалу  $d_n = 0,02$   $\text{м}$ ; густина частинок матеріалу  $\rho = 2\,600$   $\text{кг}/\text{м}^3$ ; насипна густина  $\rho_n = 1\,200$   $\text{кг}/\text{м}^3$ ; тривалість удару молотка за частинкою матеріалу  $t = 1 \cdot 10^{-3}$   $\text{с}$ ; сила опору частинки руйнуванню  $P = 120$   $\text{Н}$ .

Беремо початкову швидкість руху частинок матеріалу такою, що дорівнює нулю. Тоді мінімально необхідна колова швидкість молотка

$$v = \frac{Pt}{m},$$

де  $m$  – маса частинки сировини,  $\text{кг}$ :

$$m = \frac{3}{4} \pi r_n^3 \rho = \frac{3}{4} \cdot 0,01^3 \cdot 2600 \pi = 0,01 \text{ кг};$$

$$v = \frac{120 \cdot 1 \cdot 10^{-3}}{0,01} = 12 \text{ м/с}.$$

Візьмемо розміри молотка: довжина  $a = 100$  мм, ширина  $b = 40$  мм, товщина  $\delta = 10$  мм.

Молоток буде виготовлений з одним отвором. Відстань від центра маси молотка до осі отвору

$$c = \frac{(a^2 + b^2)}{6a} = \frac{(0,1^2 + 0,04^2)}{6 \cdot 0,1} = 0,0193 \text{ м} = 19,3 \text{ мм}.$$

Квадрат радіуса інерції молотка відносно його центра маси визначається так:

$$r_c^2 = \frac{(a^2 + b^2)}{12} = \frac{(0,1^2 + 0,04^2)}{12} = 9,65 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2 = 9,65 \text{ см}^2.$$

Радіус інерції молотка відносно осі його підвісу дорівнює

$$r = \sqrt{r_c^2 + c^2} = \sqrt{9,65 \cdot 10^{-4} + 0,0193^2} = 0,0366 \text{ м} = 36,6 \text{ мм}.$$

Відстань від кінця молотка до осі його підвісу дорівнює

$$l = c + \frac{a}{2} = 19,3 + \frac{100}{2} = 69,3 \text{ мм}.$$

Стала робота молоткових дробарок спостерігається за умови нерівності відстаней від осі підвісу молотка як до його зовнішньої робочої кромки, так і до осі ротора. Відповідно до цього беремо відстань від осі підвісу молотка до осі ротора рівною  $R_0 = 90,7$  мм, тобто більше, ніж відстань від кінця молотка до осі його підвісу ( $R_0 > l$ ).

Тоді радіус найбільш віддаленої від осі ротора точки молотка дорівнює

$$R_{\max} = R_0 + l = 90,7 + 69,3 = 160 \text{ мм}.$$

Необхідна кутова швидкість молотка

$$\omega = \frac{v}{R_{\max}} = \frac{12}{0,16} = 75 \text{ рад/с}.$$



Візьмемо кутову швидкість молотка з певним запасом  $\omega = 100$  рад/с.

Маса сталевого молотка дорівнює

$$m = V_m \rho = 0,1 \cdot 7850 = 0,314 \text{ кг} = 314 \text{ г}.$$

Радіус кола розміщення центрів маси молотків визначаємо як

$$R_c = R_0 + c = 90,7 + 19,3 = 110 \text{ мм}.$$

Відцентрова сила дії молотка дорівнює

$$P_g = m_m \omega^2 R_c = 0,314 \cdot 100^2 \cdot 0,11 = 3454 \text{ Н}.$$

Діаметр осі підвісу молотка

$$d = 1,36 \sqrt{\frac{P_g \delta}{[\sigma_g]}} = 1,36 \sqrt{\frac{3454 \cdot 0,01 \delta}{100 \cdot 10^6}} = 0,02 \text{ м} = 20 \text{ мм},$$

де  $[\sigma_g]$  – навантаження, що допускається при вигині  $[\sigma_g] = 100$  МПа.

Для диска, виготовленого зі сталі марки Ст. 5, навантаження, що допускаються при зім'ятті  $[\sigma_{зм}] = 65$  МПа, а при зрізі з урахуванням межі текучості  $[\sigma_m]$ :  $[\sigma_s] = (0,2 - 0,3)[\sigma_m] = 0,22 \cdot 28 \cdot 9,81 = 60$  МПа.

Товщина диска визначається за формулою

$$\delta \geq \frac{P_g}{d[\sigma_{зм}]} = \frac{3454}{0,2 \cdot 65 \cdot 10^6} = 0,0026 \text{ м} = 2,6 \text{ мм}.$$

Беремо товщину диска  $\delta = 5$  мм.

Мінімальний розмір перегородки між отворами під осі підвісу та зовнішньою кромкою диска дорівнює

$$h_{\min} \geq \frac{P_g}{2\delta[\sigma_s]} = \frac{3454}{2 \cdot 0,005 \cdot 60 \cdot 10^6} = 0,0056 \text{ м} = 5,6 \text{ мм}.$$

Беремо  $h_{\min}$  такою, що дорівнює 6 мм.

Зовнішній радіус диска

$$R \geq R_0 + \frac{d}{2} + h_{\min} = 90,7 + \frac{20}{2} + 6 = 106,7 \text{ мм}.$$

Беремо  $R$  таким, що дорівнює 110 мм. Отже, розмір перегородки дорівнюватиме 9,3 мм, що знаходиться в допустимих межах  $h \geq h_{\min}$ .

Відповідно до одержаних вище даних діаметр ротора дробарки

$$D_p = 2(R_0 + l) = 2(90,7 + 69,3) = 320 \text{ мм.}$$

Довжину ротора візьмемо за такими рекомендаціями:

$$L_p = (0,8 - 1,2)D_p = 1,2D_p = 1,2 \cdot 0,32 = 0,384 \text{ м.}$$

Беремо довжину ротора  $L_p = 0,4 \text{ м.}$

Продуктивність дробарки визначається як

$$Q = 1,66D_p L_p^2 n,$$

де  $n$  – частота обертання ротора,  $\text{с}^{-1}$ . За вже встановленою кутовою швидкістю молотка визначимо частоту обертання ротора:

$$n = \frac{30\omega}{\pi} = \frac{30 \cdot 100}{3,14} = 955 \text{ хв}^{-1} = 16 \text{ с}^{-1},$$

$$Q = 1,66 \cdot 0,32 \cdot 0,4^2 \cdot 16 = 1,36 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Потужність двигуна дробарки розраховуємо за формулою

$$N = (360 - 540)Qi,$$

де  $i$  – ступінь подрібнення, беремо його таким, що дорівнює  $i = 30$  ;

$Q$  – продуктивність дробарки, т/с.

$$N = 360 \cdot 1,36 \cdot 1,2 \cdot 30 = 17625,6 \text{ Вт} = 17,6 \text{ кВт.}$$

Беремо потужність двигуна  $N = 20 \text{ кВт.}$

Діаметр вала в небезпечному перерізі шківів розраховуємо за формулою

$$d_0 = 0,052 \sqrt{\frac{N}{\omega}} = 0,052 \sqrt{\frac{20}{100}} = 0,023 \text{ м} = 23 \text{ мм.}$$

З урахуванням ослаблення вала пазом шпони беремо  $d_0 = 25 \text{ мм.}$

Максимальне колове напруження в диску на твірній центрального отвору дорівнює

$$\sigma_{t \max} = \rho \omega^2 (0,0852R^2 + 0,175r_0^2),$$

де  $R$  – зовнішній радіус диска, м;  $r_0$  – радіус центрального отвору диска,

м.

$$\sigma_{t \max} = 7850 \cdot 80^2 (0,0852 \cdot 0,106^2 + 0,175 \cdot 0,012^2) = 5,46 \cdot 10^4 \text{ Па} = 0,054 \text{ МПа.}$$

Колове напруження від інерції молотків на твірній центрального диска визначається як

$$\sigma_t = \frac{P_g R_0 z}{\pi \delta (R_0^2 - r_0^2)},$$

де  $P_g$  – відцентрова сила молотка (без урахування отвору), Н;  $P_g$  – кількість отворів у диску під осі підвісу (число молотків);  $\delta$  – товщина диска, м.

Таким чином,

$$\sigma_t = \frac{3454 \cdot 0,09 \cdot 4}{3,14 \cdot 0,005 (0,09^2 - 0,012^2)} = 11 \cdot 10^6 \text{ Па} = 11 \text{ МПа.}$$

Сумарне напруження на твірній центрального отвору

$$\sigma = \sigma_{t \max} + \sigma = 5,46 \cdot 10^4 + 11 \cdot 10^6 = 11,05 \text{ МПа.}$$

Розрахункове значення сумарного напруження знаходиться в прийнятному інтервалі  $\sigma < [\sigma]$ . У результаті виконаного розрахунку молоткова дробарка при подрібненні матеріалу від  $d_n = 0,02$  м забезпечує ступінь подрібнення  $i = 30$  і повинна мати таку технічну характеристику: продуктивність  $Q = 1,36 \text{ м}^3/\text{с}$ ; діаметр ротора  $D_p = 0,32$  м; довжина ротора  $L_p = 0,4$  м; частота обертання ротора  $n = 16 \text{ с}^{-1}$ ; потужність двигуна  $N = 20$  кВт.

### Питання для самоконтролю

1. Визначте фізичну сутність процесу подрібнення.
2. Опишіть конструкцію, принцип дії шоккових дробарок.
3. Перелічіть та проаналізуйте основні переваги та недоліки шоккових дробарок.
4. Які властивості повинна мати сировина, що подрібнюється на машинах розтискної дії?
5. Опишіть конструкцію, принцип дії та основні переваги й недоліки бісерних млинів.
6. Які спільні конструкційні особливості мають ударні дробарки?
7. Опишіть конструкцію, принцип дії молоткових подрібнювачів.

8. Назвіть основні переваги та недоліки молоткових подрібнювачів.
9. Опишіть конструкцію, принцип дії дезінтеграторів та дисмембраторів.
10. Охарактеризуйте основні переваги та недоліки дезінтеграторів та дисмембраторів.
11. Проаналізуйте конструкцію, принцип дії, переваги та недоліки газо-струменевих млинів.
12. Опишіть конструкцію, принцип дії, переваги та недоліки вібраційних млинів.
13. Опишіть конструкцію, принцип дії вібраційно-кавітаційних млинів.
14. Опишіть основні переваги та недоліки вібраційно-кавітаційних млинів.

### **Список додаткової літератури для вивчення розділу 9**

1. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии / В. Г. Айнштейн и др. – Москва : Логос ; Высшая школа, 2002.
2. Щупляк И. А. Измельчение твердых материалов в химической промышленности / И. А. Щупляк. – Ленинград : Химия, 1972.
3. Сиденко П. М. Измельчение в химической промышленности / П. М. Сиденко. – Москва : Химия, 1979.
4. Касаткин А. Г. Основные процессы и аппараты химической технологии / А. Г. Касаткин. – Москва : Химия, 1971.
5. Андреев С. Е. Дробление, измельчение полезных ископаемых / С. Е. Андреев, В. В. Зверевич, В. А. Перов. – Москва : Недра, 1980.
6. Богданов В. С. Механическое оборудование предприятия промышленности строительных материалов. Оборудование для помола материалов / В. С. Богданов, В. З. Пироцкий, Н. П. Несмеянов. – Белгород : БТИСМ, 1998.

## РОЗДІЛ 10

### ОБЛАДНАННЯ ДЛЯ КЛАСИФІКАЦІЇ СИПКИХ МАТЕРІАЛІВ

#### 10.1. Процес класифікації, характеристики та критерії ефективності

*Класифікацією суміші частинок* за певною ознакою називають процес розділення суміші на дві або більше частини з різним вмістом цієї ознаки. Ознаками класифікації, як правило, можуть бути розміри частинок, їх густина, форма, діелектричні та магнітні властивості.

У механічних процесах хімічної технології ознакою класифікації є, як правило, розподіл частинок за розмірами. При класифікації за розмірами початковий потік сипкого матеріалу з певним гранулометричним складом розділяється на потоки дрібного та великого продуктів. При цьому за причин похибки розділення частина дрібних частинок може потрапити до великого продукту, і навпаки, частина великих – до дрібних. Розмір фракції, частинки якої порівну розподіляються між великим та дрібним продуктами, називають *граничним розміром класифікації*  $x_c$  (рис. 10.1).

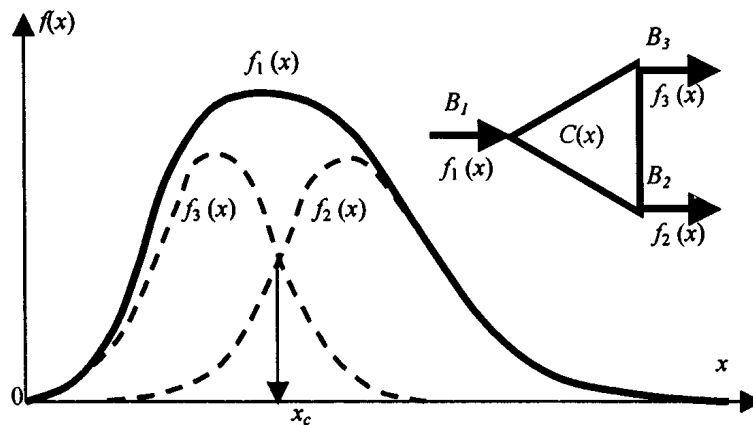


Рисунок 10.1 – Гранулометричні склади початкового  $f_1(x)$ , великого  $f_2(x)$  та дрібного  $f_3(x)$  продуктів

Найбільш інформативною характеристикою процесу класифікації є крива розподілу  $C(x)$  (рис. 10.2 а), що пов'язує ступінь вилучення  $C(x)$  вузького класу до одного з продуктів (зазвичай до дрібного) з його розміром  $x$ . За кри-

вою розподілу можна визначити гранулометричні склади продуктів розділення, віднесені до одиниці маси початкового матеріалу, та повні виходи цих продуктів.

За ідеальної класифікації всі частинки, які за розміром дрібніші, ніж  $x_c$ , потрапляють до дрібного продукту, а більші – до великого. Криву розподілу ідеального класифікатора зображено штриховою лінією на рис. 10.2 а.

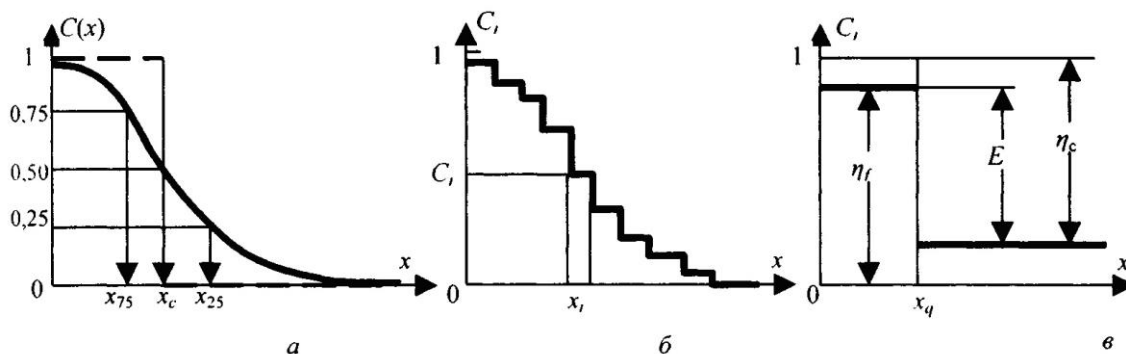


Рисунок 10.2 – Криві розподілу: а – при безперервному; б – при дискретному; в – при бінарному поданні гранулометричного складу

У промислових умовах частіше за все контролюють процес усього за одним контрольним розміром  $x_q$ , який встановлюється для кожної окремої галузі. За цих обставин матеріал подають бінарною сумішшю великої та дрібної фракцій, а крива розподілу набирає вигляду як на рис. 10.2 в.

Останнім часом для підвищення ефективності розподілу та досягнення інших технологічних цілей усе частіше застосовують *каскади класифікаторів* – сукупність розподільних агрегатів, пов'язаних між собою потоками матеріалу.

Незважаючи на різноманітність видів класифікації та принципів дії окремих типів класифікаторів, в основу їх роботи покладені принципи виявлення та застосування ознак, що досить сильно пов'язані з тією властивістю частинок, за якою здійснюється класифікація (наприклад, розмір частинки).

Розрізняють класифікатори *безперервної та періодичної* дій. Найбільш поширені перші; другі здебільшого застосовуються для лабораторних досліджень і під час проведення дисперсного аналізу сипких матеріалів.

За розмірністю процесу класифікації розрізняють обладнання: *поверхове, об'ємне та комбіноване*. У поверхових агрегатах класифікація відбувається за досягнення частинкою деякої контрольної поверхні, наприклад поверхні сита. В об'ємних – розподіл частинок реалізується в деякому об'ємі, який прийнято називати зоною розподілу, за рахунок створення силових дій на частинки. У комбінованому обладнанні розподіл в об'ємі доповнюється розділенням на поверхні, що обмежує зону розподілу.

За способом транспортування сипкого середовища вздовж поверхні розподілу або в об'ємі зони розділення розрізняють *механічні, пневматичні та гідравлічні* класифікатори.

## **10.2. Механічні та гідравлічні класифікатори**

*Процес механічної класифікації* частинок за розміром засобами їх просіювання через колосники або ґрати, встановлені нерухомо або на таких, що здійснюють коливальний рух, називається *грохоченням*. Грохоти належать до машин поверхневого типу безперервної дії. Як робочі поверхні, що класифікують, застосовують дротяні або гумові сита (зі струн або окремих литих секцій), сталеві листи (ґратки зі свердлінням або штампованими отворами) або колосникові ґрати з паралельним або віялоподібним розміщенням колосників. Приклади сит хімічної промисловості показані на рис. 10.3.

У процесах грохочення дрібні частинки матеріалу, менші ніж отвори в ситі, як правило, називають підґратчастим продуктом, або нижнім класом, більшого розміру – надґратчастим продуктом, або верхнім класом. Механізм процесу класифікації можна пояснити таким чином. При розподілі сировини відбувається багаторазове випадкове (за характером перебігу) порівняння розміру кожної частинки з розміром отворів у ситі (рис. 10.4).

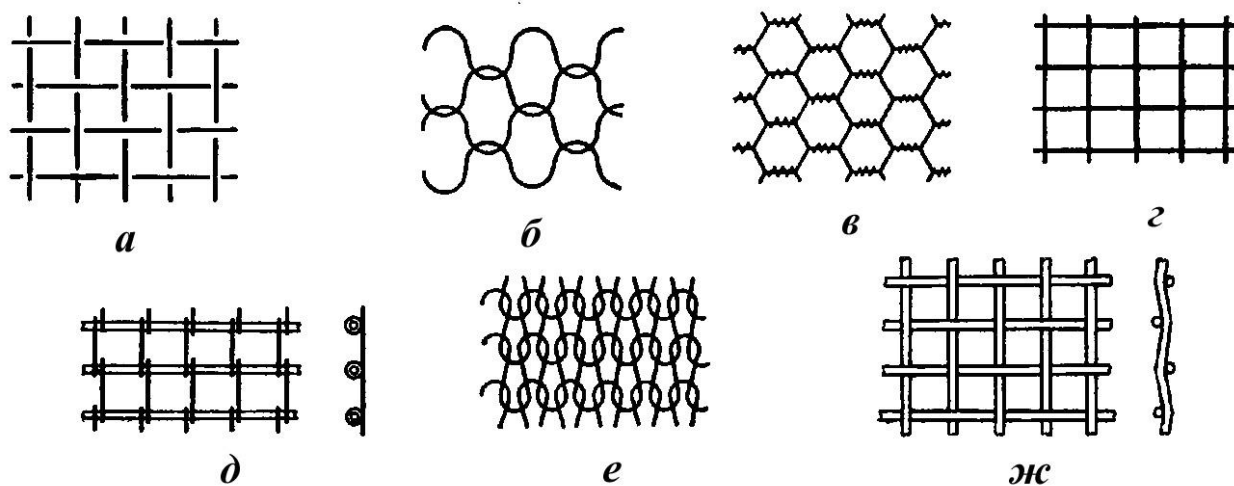


Рисунок 10.3 – Схеми сит: *a* – ткани; *б* – плетені; *в* – кручені; *г* – зварні;  
*д* – стрижневі; *е* – в'язані; *ж* – збірні

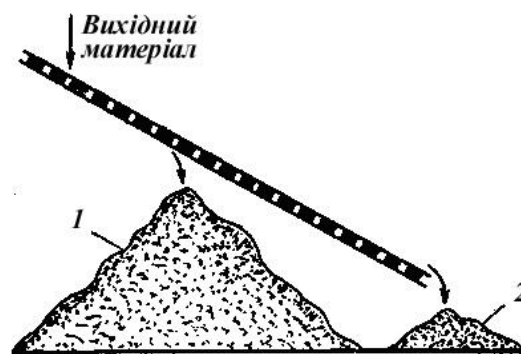


Рисунок 10.4 – Схема класифікації матеріалу:

*1* – підгратчастий матеріал; *2* – надгратчастий матеріал

Особливе місце займають частинки з розміром, що наближається до розмірів отворів сита. Такі частинки називають важкими. Оскільки зазвичай частинки сировини мають неправильну форму, важкі частинки проходять крізь сито лише після багаторазових спроб, а частіше застряють у ньому, унаслідок чого сито потрібно періодично очищати. Важкі частинки, що застрягли в отворах, знижують ефективну площу поверхні сита, а відтак ефективність самого процесу класифікації (грохочення). Особливо сильно вона знижується під час грохочення вологих та липких матеріалів, що здатні замазувати поверхню грохочення, а також матеріалів із природно неправильною формою частинок.

При розподілі сировини більше ніж на два класи застосовують багатора-



зове грохочення, що реалізують трьома способами:

- від дрібного до великого – через сита, розміщені в одній площині, із розмірами отворів, що послідовно збільшуються (рис. 10.5 а);
- від великого до дрібного – через сита, розміщені одне над іншим; розмір отворів із кожним наступним ситом зменшується (рис. 10.5 б);
- комбінованим способом (рис. 10.5 в).

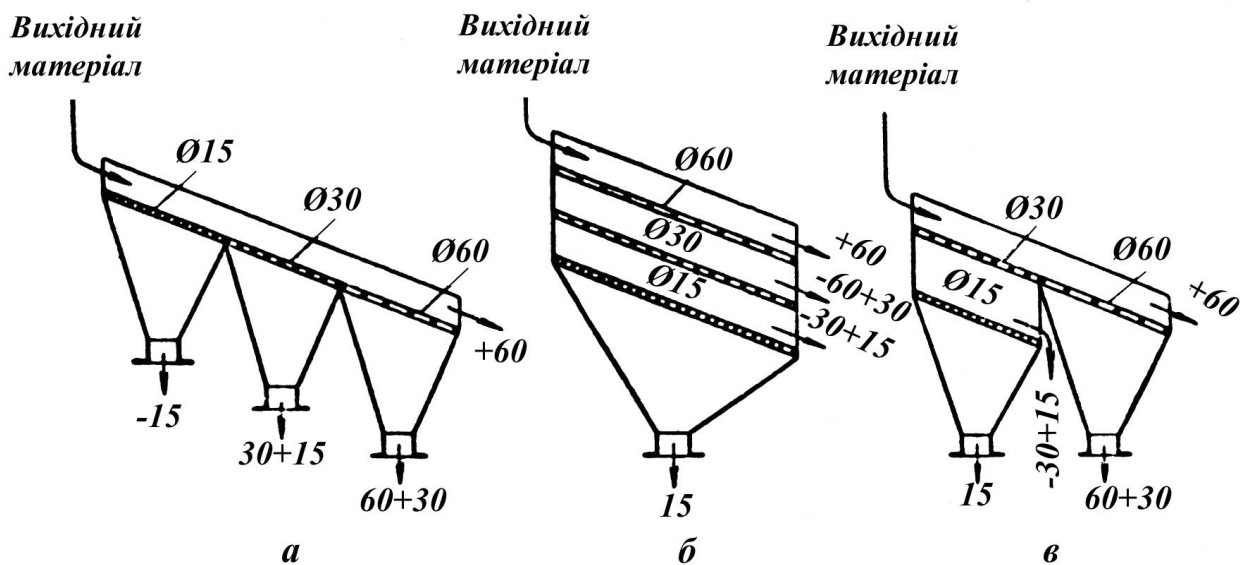


Рисунок 10.5 – Способи грохочення: а – від дрібного до великого;

б – від великого до дрібного; в – комбінований спосіб

Кожний із зазначених способів має свої переваги та недоліки.

Перевагами грохочення від дрібного до великого є: зручність обслуговування, ремонту та зміни сит, незначна висота грохота, розосередження класів за довжиною сит. Недоліками цього способу є: низька якість продуктів, оскільки вся маса матеріалу завантажується на сито з найдрібнішими отворами й вони перекриваються великими частинками, перевантаження та підвищене зношення дрібних сит (які, як правило, дорожчі), значна довжина грохоту, кришіння крихких матеріалів.

Грохочення від великого до дрібного забезпечує кращу якість грохочення внаслідок своєчасного відсівання найбільш грубих частинок, менше зношення

сит, менше подрібнення матеріалу. Недоліки – складність ремонту та зміни сит, велика висота грохоту, незручність відведення готового продукту з одного кінця грохоту. При комбінованому грохоченні частково компенсуються недоліки перших двох способів.

Ефективність грохочення суперечить зі значенням продуктивності та розмірами грохоту. Найбільш ефективна класифікація досягається під час руху частинок по поверхні сита моношаром. Однак за значної продуктивності це призводить до великої ширини грохоту. Під час руху матеріалу в декілька шарів частинкам підгратчастої фракції потрібен час, щоб досягти поверхні сита. Це призводить до збільшення його довжини. За фіксованих розмірів поверхні грохоту ступінь вилучення залежить від продуктивності за сировиною та знижується з її збільшенням.

Потрібно зазначити, що ефективність грохочення не відображає якості продукту, що оцінюється відсотковим вмістом у ньому частинок, розмір яких виходить за технологічно допустимий. У кожній частинці розсортованої сировини у реальних процесах знаходяться частинки інших класів (засмічення). Частинок вихідних матеріалів, що пройшли через відповідні сита, називають фракціями.

Ефективність грохочення залежить від багатьох чинників: швидкості руху матеріалу по ситі, довжини сита, продуктивності щодо живлення сировиною та від гранулометричного складу суміші. Для конкретних матеріалів є рекомендації з оптимального співвідношення параметрів, наведених вище.

Отже, на процес грохочення впливає значна кількість випадкових параметрів, та навіть сам факт проходження окремої частинки через отвір сита має імовірнісний характер.

Конструкція *типового колосникового грохоту з нерухомою просіювальною поверхнею* (рис. 10.6) складається зі сталевих смуг або труб, паралельно розміщених на загальній рамі. Рух матеріалу вздовж грохота здійснюється за рахунок сил тяжіння частинок, тому кут нахилу поверхні не повинен перевищувати кут природного нахилу матеріалу.

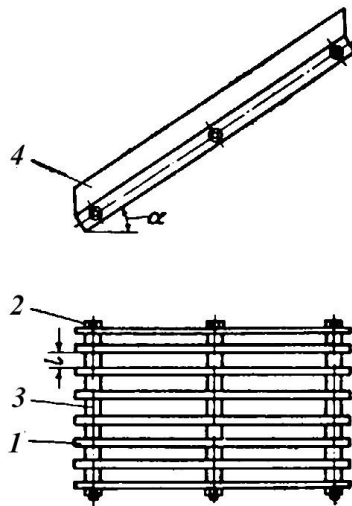


Рисунок 10.6 – Схема нерухомого колосникового грохота:  
 1 – колосники; 2 – стяжки; 3 – дистанційні трубки; 4 – борт

Продуктивність грохота пропорційна швидкості руху матеріалу і зростає зі збільшенням кута нахилу. Чим крутіше встановлений грохот, тим більша його продуктивність, але тим важче від загального потоку відокремлюється дрібна фракція. При грохоченні вологих і липких матеріалів можлива подача до порожнистих колосників гарячого теплоносія.

Нерухомий колосниковий грохот зазвичай встановлюють перед дробарками грубого подрібнення для виведення з потоку сировини фракції матеріалу, який в апіорі не підлягає подрібненню.

*Барабанний грохот* – це обертовий циліндр з отворами (рис. 10.7). Рух матеріалу по машині відбувається завдяки певному нахилу осі обертання до горизонту та напірної дії матеріалу, що надходить.

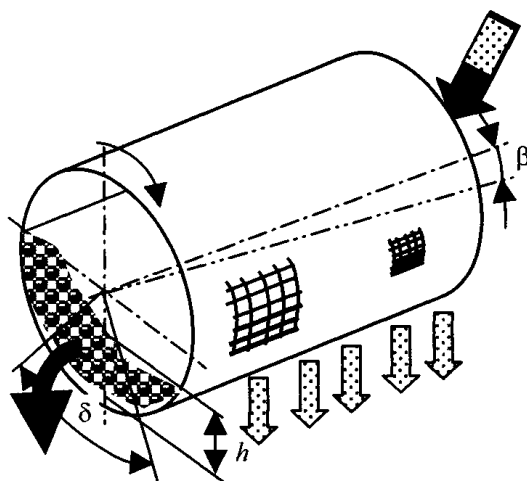


Рисунок 10.7 – Схема та основні розміри барабанного грохота

Поперечний хід матеріалу під час його пересипання внаслідок обертання барабана інтенсифікує рух дрібних частинок до просіювальної поверхні.

Барабанні грохоти застосовуються й для мокрого грохочення. При цьому витрата води становить  $1,5\text{--}2,5\text{ м}^3$  на  $1\text{ м}^3$  сировини. Перевагами барабанних грохотів є простота конструкції та обслуговування, рівномірність роботи й відсутність великих динамічних навантажень. До недоліків потрібно віднести невелику питому продуктивність (на одиницю поверхні сита), велику металомісткість, часте забивання сит. Останнім часом у підготовчих процесах усе частіше застосовують барабанні грохоти-дробарки, що поєднують подрібнення та грохочення матеріалу в одному агрегаті.

Конструкція *валкових грохотів* – це ряд установлених паралельно валів із насадженими на них роликами або дисками. Схема валкового грохота показана на рис. 10.8. На опорній рамі 1 у підшипниках 2, на певній відстані один від одного, встановлено валки 3 із дисками 4. Усі валки, крім крайнього, мають на одному зі своїх кінців парні зірочки 5, з'єднані між собою ланцюгами 6. Один із валків – ведучий. Привод цього валка здійснюється від електродвигуна через редуктор і ланцюгову передачу. Всі валки обертаються в одному напрямі, матеріал, що на них надходить, спрямовується в тому самому напрямі. Диски 4 розділяють щілини між сусідніми валками на отвори, через які й провалюється дрібна фракція. Розмір цієї фракції визначається розмірами отворів. Диски 4

необхідні також для того, щоб ворухити та пересувати матеріал, а відтак полегшувати просіювання дрібної фракції. Диски мають круглу або трикутну форму, їх установлюють на валах із невеликим ексцентриситетом.

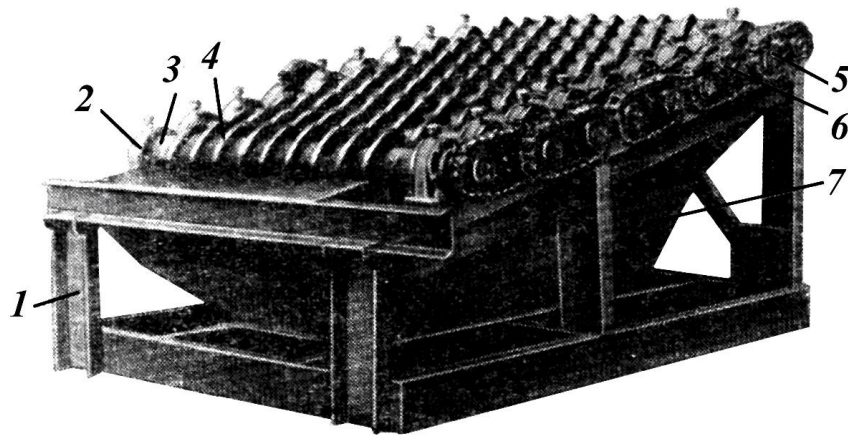


Рисунок 10.8 – Схема валкового грохота: 1 – опорна рама; 2, 3 – валки; 4 – диски; 5 – зірочки; 6 – ланцюги; 7 – бункер

Валкові грохоти застосовують для розділення грубофракційних матеріалів із його одночасним транспортуванням. Вони характеризуються високою продуктивністю й не створюють надмірних навантажень на елементи споруд.

*Вібраційний грохот.* Для тонкої класифікації до хімічної галузі впроваджено грохоти з хиткою поверхнею класифікації, з кінематичним збудженням коливань (гіраційні) або з динамічним збудженням, що реалізується вібраторами різної конструкції (вібраційні).

Схема вібраційного грохота показана на рис. 10.9. Ефективність класифікації становить 0,9 та вище. У вібраційних грохотах із великою еластичною поверхнею сита інколи застосовують безпосереднє збудження коливань електромагнітними вібраторами. При цьому знижується потужність привода, що споживається на збудження коливань рами, а також з'являється можливість створення коливань складніших форм, що дозволяє збільшити ефективність класифікації, особливо за дрібними фракціями.

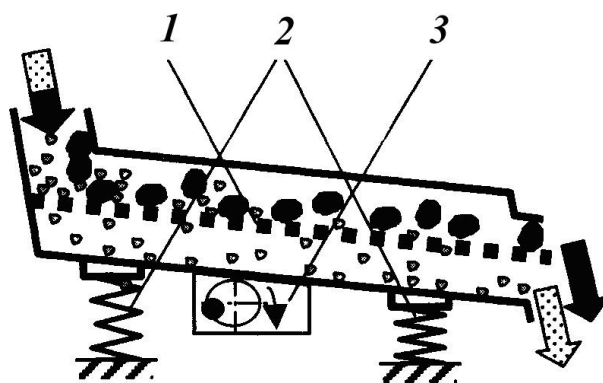


Рисунок 10.9 – Схема вібраційного грохота:

1 – сито; 2 – пружні опори; 3 – дебалансовий вібратор

У *хитких грохотах* (рис. 10.10 а) короб водночас ситами підвішений на тязі й він здійснює коливальні рухи, що передаються від кривошипно-шатунного механізму.

Такі грохоти застосовуються для розподілу неміцних матеріалів, які схильні до сильного пилоутворення. Вони набули найбільшого поширення як для класифікації, так і для промивання, зневоднення або звільнення шматкових та зернистих матеріалів від шламу. Нахил сита грохота становить  $7\text{--}14^\circ$ , частота обертів вала привода (300–500 об/хв). Довжину ходу сита зазвичай визначають за результатами експериментальних досліджень, виходячи з умови максимальної продуктивності.

Перевагами хитких грохотів є: більша (ніж у колосникових та барабанних) продуктивність, висока ефективність грохочення, компактність, зручність обслуговування та ремонту. Істотним недоліком цих грохотів є незрівноваженість конструкції, внаслідок чого їх експлуатація супроводжується струсами, поштовхами та значними динамічними навантаженнями.

Завдяки своїм високим експлуатаційним показникам найбільшого поширення в різних галузях промисловості набули інерційні та ексцентрикові (гіраційні) грохоти.

В *ексцентрикових (гіраційних) грохотах* (рис. 10.10 б) короб із ситами здійснює колові коливання у вертикальній площині. При цьому сита залиша-

ються практично паралельними одне одному впродовж усього оберту вала. Для розвантаження підшипників від відцентрових сил та інерції на валу встановлюють дебаланси. Амплітуда коливань визначається ексцентриситетом.

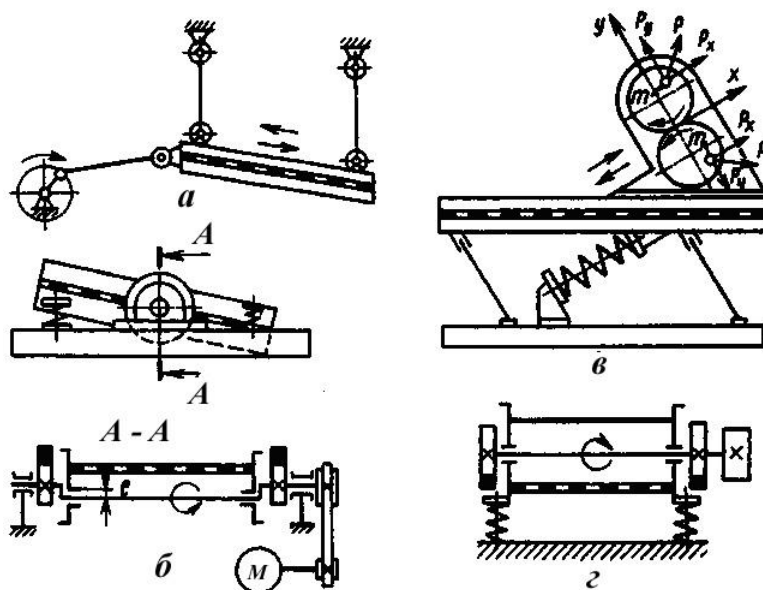


Рисунок 10.10 – Схеми грохотів: *a* – хиткий грохот; *б* – гіраційний; *в* – із напрямними коливаннями; *з* – вібраційно-інерційний

Унаслідок зрівноваженості конструкції гіраційні грохоти під час постійної роботи мають значну продуктивність та ефективність грохочення. До недоліків потрібно віднести: наявність чотирьох підшипників вібратора (ексцентрикового вала), що ускладнює конструкцію, збирання, обслуговування та ремонт грохота. Ці грохоти застосовують для сортування грубо-фракційних матеріалів. Останнім часом їх замінюють простішими інерційними грохотами. Широкого впровадження набули інерційні похилі грохоти з коловими коливаннями та горизонтальні грохоти з напрямленими коливаннями.

Більш складною конструкцією відрізняються *інерційні горизонтальні грохоти* з напрямленими коливаннями (рис. 10.10 в). Їх істотним недоліком є складність синхронізації. Проте завдяки своїй невеликій висоті їх застосовують в пересувних дробильно-сортувальних установках, а також у виробничих приміщеннях з обмеженою висотою.

У грохотах із *коловими коливаннями* (рис. 10.10 г) короб із ситами встано-

влюють на фундамент або підвішують за допомогою пружинних амортизаторів. Відцентрові сили та інерція, що виникають під час обертання дебалансів, спричиняють близькі коливання короба. Амплітуда коливань залежить від відцентрової сили вібратора, жорсткості амортизаторів та навантаження на грохот.

На рисунку 10.11 показано конструкцію інерційного віброгрохота з ковими коливаннями.

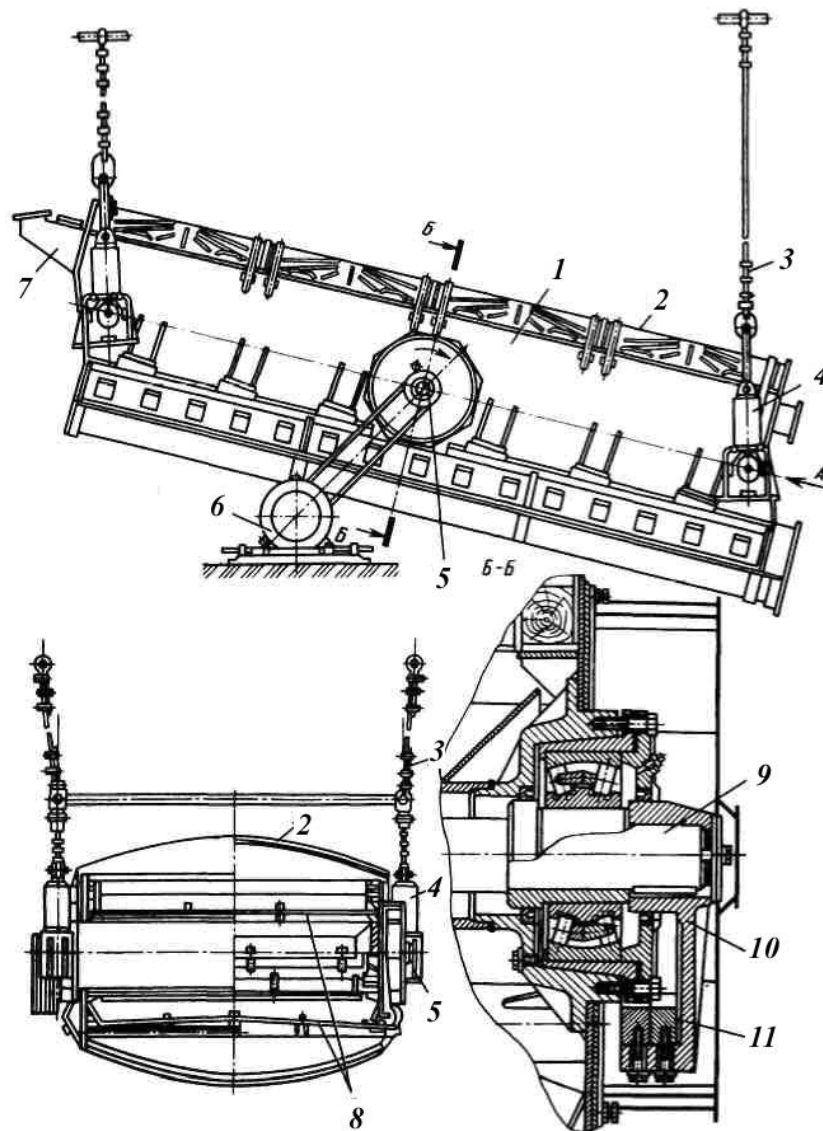


Рисунок 10.11 – Інерційний віброгрохот

Короб *1* грохота, у якому встановлені два яруси сит *8*, приводиться в коливальний рух засобами вала *9*, на кінцях якого встановлені дебаланси *10* із регульованим грузилом *11*. Короб через амортизатори *4* підвішений на тязі *3* до рами. Матеріал по завантажувальному лотку *7* надходить на сита, закриті від



пилу кожухом 2. Вібраційний механізм приводиться клин-пасовою передачею 5 від окремо встановленого двигуна 6. Для зменшення зношення клинових ремейнів та запобігання передаванню вібрації на вал двигуна шків на валу вібратора встановлено з ексцентриситетом, що приблизно дорівнює амплітуді коливань грохота. Ефективність грохочення за допустимої 5 % взаємної засміченості фракцій для середніх умов роботи становить 80–85 %.

Для збільшення пропускної спроможності сита, а також для розподілу схильних до адгезії частинок механічне грохочення може доповнюватися застосуванням повітряних або рідинних струменів (рис. 10.12). Вихідний матеріал потоком повітря просочується крізь кругле сито 4. Для попередження забивання сита великими частинками воно продувається зустрічними локальними струменями повітря високого тиску, що надходить через колінчастий обертовий патрубок. Такий грохот застосовується для розподілу пластмасових порошків.

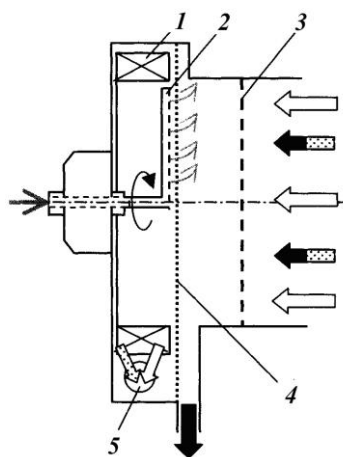


Рисунок 10.12 – Схема пневматичного грохота:

- 1 – лопаті вентилятора; 2 – колінчастий обертовий патрубок;
- 3 – запобіжне сито; 4 – основне сито; 5 – вихід дрібного продукту

Відоме зарубіжне підприємство випускає струменеві пневматичні грохоти типу LS трьох типорозмірів. Це устаткування застосовується для широкого спектра матеріалів, що розподіляються, продуктивністю за продуктом 60–1 060 кг/добу залежно від матеріалу та необхідної межі розподілу. Мінімальний розмір отворів сита – 25 мкм.

Організація замкненої циркуляції газу дозволяє застосовувати замість по-

вітря інертний газ, необхідний при грохоченні пожежо- та вибухонебезпечних матеріалів. Одним з істотних недоліків переходу до пневматичного грохочення є потреба в допоміжному устаткуванні (вентиляторах, циклонах та ін.).

У відомій конструкції *гідравлічного дугового грохота* вдало сполучені інтенсифікація процесу шляхом застосування струменя рідини (як правило, води) та збільшення інерції, яку мають частинки, через що вони рухаються по криволінійній траєкторії у напрямі поверхні грохочення 4 (рис. 10.13).

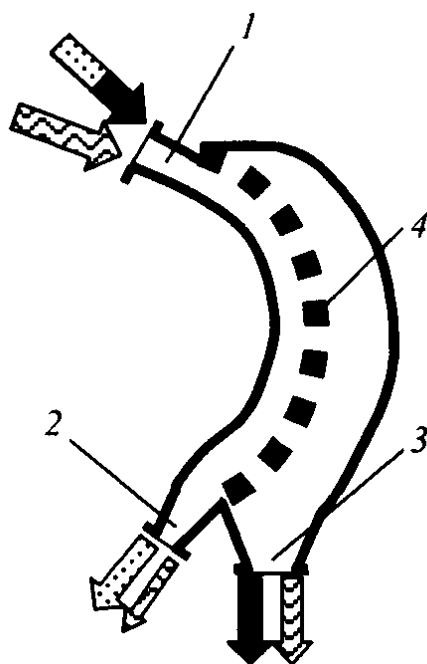


Рисунок 10.13 – Схема гідравлічного дугового грохоту:

1 – подача сировини та води; 2, 3 – вихід великого та дрібного продукту відповідно; 4 – дугове сито

При грохоченні та такому обладнанні вихідний матеріал можна відносно просто розділити на декілька фракцій, розмістивши просіювальні поверхні одна під іншою у міру спадання розміру отворів сита. Розрахунок потужності привода грохотів залежить від конкретної конструкції агрегата. Потрібно зазначити, що у великотоннажних виробництвах застосування грохота як класифікатора пов'язане з низкою таких негативних явищ, як виробничий шум і запилення приміщень. Зниження або усунення цих факторів істотно підвищує вартість механічної класифікації. Тому під час проектування нових технологічних ліній

для розподілу за розмірами фракцій, менших за 3–5 мм, потрібно орієнтуватися на пневматичні апарати.

*Гідравлічною класифікацією* називають процес розподілу на класи неоднорідного за розмірами матеріалу, залежно від швидкості осадження в рідині (воді). Гідравлічну класифікацію проводять у горизонтальних, висхідних і обертових потоках рідини, що рухається в класифікаторі. Швидкість такого руху визначають з умови, щоб зерна, які мають розмір менший, ніж заданий технологічно, не встигали осідати та відводилися потоком рідини до зливу, а частинки більшого розміру – осідали в класифікаторі. За термінологією гідрокласифікації великий продукт розподілу зазвичай називають *піском*, а дрібний (разом із рідким середовищем) – *зливом*.

За способом дії на розподільний матеріал класифікатори поділяють на *гідравлічні* та *гідромеханічні*, а за конструкційним виконанням та характером руху пульп – *вертикальні* та *горизонтальні*.

На рисунку 10.14 подана принципова схема вертикального класифікатора з висхідним потоком рідини. Гравійно-піщана суміш потоком води вводиться до класифікатора знизу та через дифузор 4 подається в корпус 2. Швидкість потоку в цій камері зменшується та внаслідок цього великі частинки прямують вниз до класифікаційної камери 1, у яку по колектору 5 надходить чиста вода. Висхідний потік води підхоплює дрібні частинки та виносить їх через верхній зливний колектор 3 до установки зневоднення. Великі частинки, що випали з потоку в класифікаційній камері, відводяться по розвантажувальному патрубку 6, зневоднюються та транспортуються далі за технологічною лінією. Межа поділу в інтервалі 0,5–3,0 мм регулюється кількістю води, що надходить до класифікаційної камери, та площею перерізу шляхом установлення змінних насадок.

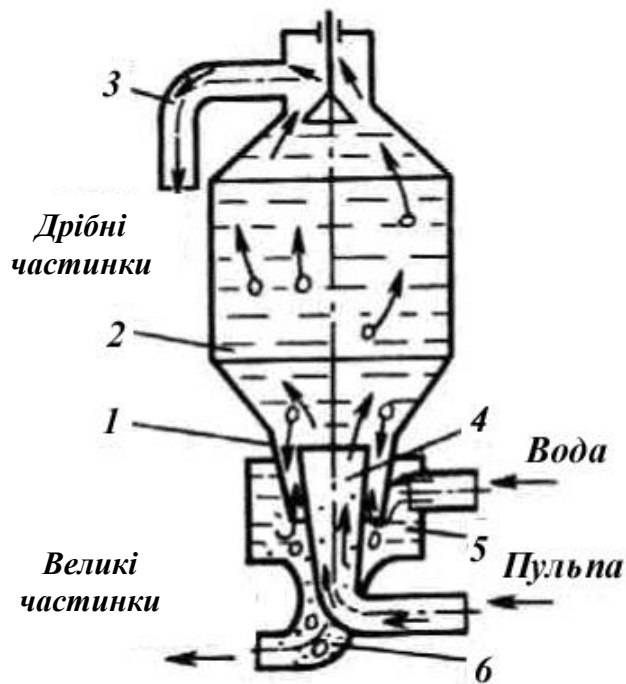


Рисунок 10.14 – Схема вертикального класифікатора з висхідним потоком рідини: 1 – класифікаційна камера; 2 – корпус; 3 – верхній зливний колектор; 4 – дифузори; 5 – колектор; 6 – розвантажувальний патрубок

Гравітаційні гідрокласифікатори не придатні для тонкого розділення, оскільки при цьому необхідно забезпечити низькі швидкості руху рідини, а це призводить до великих розмірів обладнання.

Для фракціонування дрібних пісків із межею розподілу менше ніж 0,5 мм застосовують відцентрові класифікатори – гідроциклони (рис. 10.15).

Водно-піщана суміш подається під тиском 0,1–0,2 МПа патрубком 2 по дотичній до внутрішньої поверхні циліндричної частини корпусу 1. Унаслідок такого підведення потік рухається по гвинтовій спіралі з великою швидкістю. Під дією відцентрових сил та інерції великі частинки відкидаються до периферії, випадають із потоку й вивантажуються через патрубок 5. Дрібні частинки підхоплюються вихровим потоком у центрі циклону й по центральній трубі 3 виводяться до зливного колектора 4.

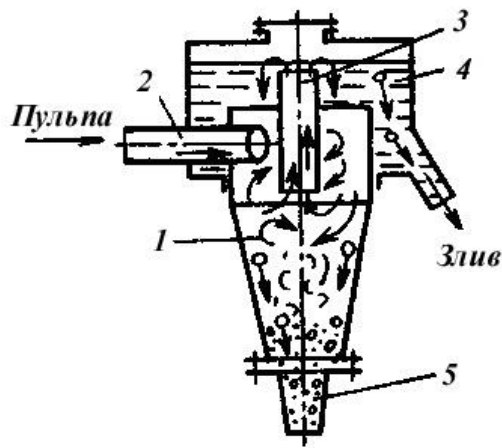


Рисунок 10.15 – Схема гідроциклону: 1 – циліндричний корпус;  
 2 – патрубок; 3 – центральна труба; 4 – зливний колектор;  
 5 – патрубок вивантаження

Гнучкіше регулювання процесу розподілу забезпечується в установках із декількома гідрокласифікаційними камерами (рис. 10.16 а). Це дозволяє одержувати декілька фракцій піску за рахунок різних режимів руху рідини в окремих камерах.

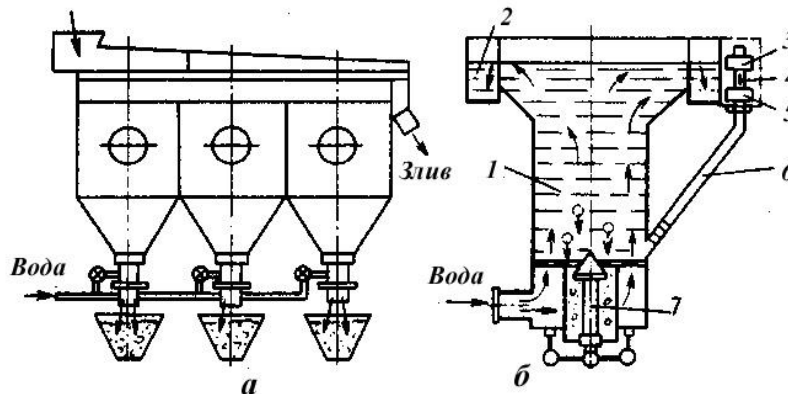


Рисунок 10.16 – Багатокамерна гідрокласифікаційна установка:  
 а – компоновання установки; б – схема класифікаційної камери:  
 1 – камера; 2 – зливний колектор; 3, 5 – індукційні датчики; 4 – поплавець;  
 б – гідростатична трубка; 7 – затвор

Конструкція камери багатокамерного класифікатора показана на рис. 10.16 б. Водно-піщана суміш надходить до камери 1 знизу та виносить дрібні частинки догори в зливний колектор 2. Великі частинки опускаються

вниз і, досягнувши певної концентрації пульпи, автоматично вивантажуються з камери через затвор 7. Для вимірювання густини пульпи в кожній камері встановлена гідростатична трубка 6 з індукційними датчиками 3 та 5, між якими поміщений поплавець 4 із феритовою пластиною. При накопиченні твердих частинок у пульпі її густина збільшується і поплавець підводиться до рівня установки верхнього датчика 3, унаслідок чого виникає сигнал на відкриття затвора 7. При розвантаженні густина пульпи зменшується, поплавець опускається до рівня нижнього датчика 5 і система автоматичного керування дає команду на закриття затвора. Потім починається новий цикл роботи камери. Параметри циклу роботи класифікатора регулюють зміною відстані між датчиками та розміщенням поплавків за висотою гідростатичної трубки.

До механічних класифікаторів, як правило, відносять агрегати, оснащені механічним транспортним пристроєм для безперервного відведення пісків. У промисловості найбільшого поширення набули спіральні, рейкові та чашкові класифікатори.

Конструкція *спірального класифікатора* (рис. 10.17) – це похилий ( $12\text{--}18^\circ$  до горизонту) короб 1 напівциліндричного перерізу, основною робочою частиною якого є спіральний пристрій 2. Під час обертання спіралі із частотою  $1,5\text{--}20\text{ хв}^{-1}$  суспензія переміщується. Великі частинки прямують спіраллю до верхнього розвантажувального вікна, а дрібні разом із водою – відводяться з класифікатора через зливний поріг 3 у нижній частині короба.

Ефективність класифікації та продуктивність обладнання залежать від кута нахилу корита, частоти обертів спіралей та концентрації твердої фази в пульпі. Спіральні класифікатори бувають із частково зануреною спіраллю (з високим порогом) та з повністю зануреною. У перших класифікаторах поріг розміщений нижче за верхню кромку спіралі на зливному кінці, в інших – нижній кінець повністю занурений до суспензії, внаслідок чого верхня зона осадження твердих частинок перебуває у відносному спокої, що забезпечує точнішу класифікацію. Спіральні класифікатори використовують здебільшого для виділення до зливу частинок розміром менше ніж  $0,15\text{ мм}$ , а також для зневоднення су-

спензій до транспортабельного стану.

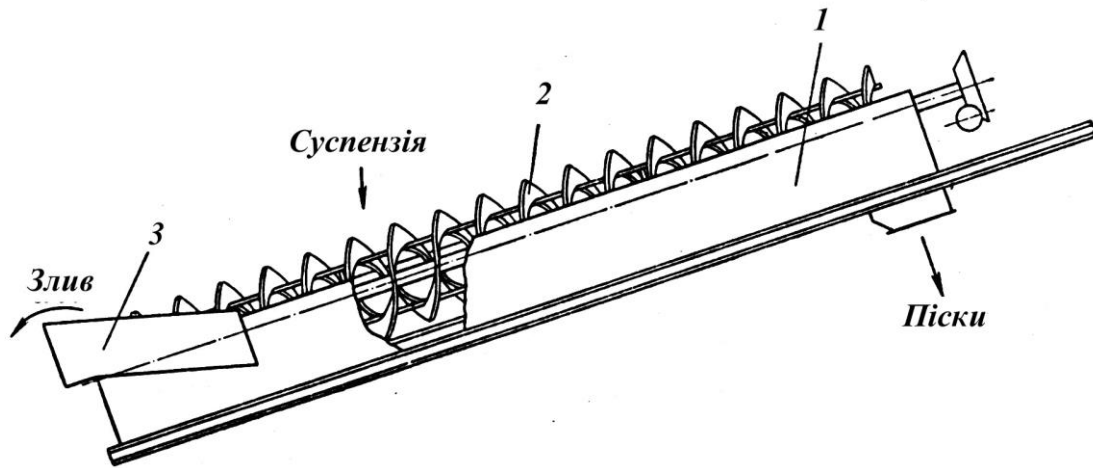


Рисунок 10.17 – Схема спірального класифікатора:

1 – короб; 2 – спіраль; 3 – зливний поріг

На відміну від пневматичних класифікаторів прохідного типу в гідрокласифікаторах частина рідини відводиться з великим продуктом. Ефективність гідравлічної класифікації низька через складнощі, пов'язані з відведенням пісків, і, наприклад, для спіральних класифікаторів становить 35–65 %. Крім того, необхідність великих витрат води у великотоннажних виробництвах (до 6–8 м<sup>3</sup> на 1 м<sup>3</sup> матеріалу, що переробляється) не дозволяє розглядати гідравлічні класифікатори як перспективне обладнання і за наявності можливостей їх потрібно замінювати пневматичними.

### 10.3. Пневматичні класифікатори

Пневматичні класифікатори належать до апаратів об'ємного типу, що працюють переважно в безупинному режимі. В окремих випадках вони доповнюються поверхневою класифікацією частинок на межі зони розподілу. Основу процесу пневмокласифікації становить рух частинок у зоні розподілу під дією альтернативних сил, що залежать від розміру (а інколи й від форми) цих частинок. Однією з альтернативних сил є сила аеродинамічного опору при відносному русі частинок у потоці газу. Якщо іншою силою виявляється сила тяжіння, то класифікатор належить до гравітаційних, якщо інерція – до інерційних. За-

лежно від взаємної орієнтації альтернативних сил розрізняють класифікатори протитечійні (сили спрямовані в протилежні боки) та з «косим» потоком. Крім того, залежно від характеру руху газу їх поділяють на прохідні та замкнені (циркуляційні). В останніх матеріал завантажується та вивантажується із класифікатора механічним способом.

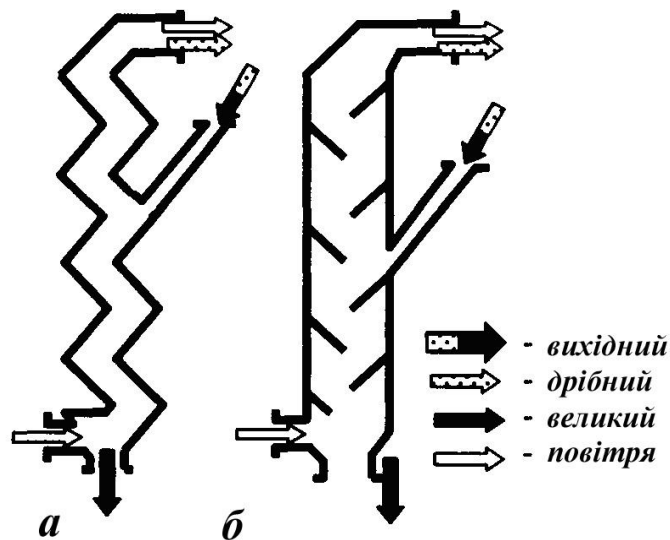


Рисунок 10.18 – Схеми гравітаційного класифікатора:

*а* – «Zigzag»; *б* – класифікатор із пересипними полицями

Серед гравітаційних протитечійних класифікаторів найбільшого поширення набули апарати «Zigzag» (Мультиплекс Zigzag MZM та MZF). Конструкція цього обладнання – це набір паралельно з’єднаних колонок, одну з яких показано на рис. 10.18 а. Продуктивність такого апарата за сировиною становить до 200 т/год. Його відмітними рисами є мале зношування корпусу, захист від перевантажень, низька чутливість чинників процесу до гранулометричного складу сировини, можливість плавного регулювання граничного розміру дросельними заслінками, висока надійність та ремонтпридатність. При граничному розмірі більше ніж 200 мкм забезпечується висока гострота розподілу. Апарат зручний для знепилювання коксу, крейди, добрив, бокситів, пластикових гранул, застосовується для розподілу харчових матеріалів, наприклад під час перероблення сої. Останнім часом набув широкого впровадження до технології перероблення заздалегідь подрібнених старих кабелів та іншого електричного й



електронного лому для виділення цінних металів та відділення пластмаси.

У вітчизняній промисловості більш поширений класифікатор із пересипними полицями, аналогічний за принципами забезпечення ефективного розподілу (рис. 10.18 б).

Перехід до нижчих меж розподілу за збереження високої продуктивності вимагає масових сил зі значеннями, що перевищують сили тяжіння. Такий перехід забезпечується відцентровими класифікаторами. Технологічний процес у них відбувається в закрученому (вихровому) потоці із центральним стоком. Сила аеродинамічного опору підхоплює частинку й відносить її до розвантажувального патрубка (центра), а відцентрова сила прагне відкинути її до периферії.

Незважаючи на аналогічність за принципом дії, відома велика кількість різноманітних конструкцій відцентрових класифікаторів. Деякі з аеродинамічних схем класифікаторів, що не містять обертових елементів у зоні розподілу, показані на рис. 10.19.

Перед відцентровими прохідними апаратами (рис. 10.19 а, б), як правило, встановлюють гравітаційно-інерційний ступінь попереднього розподілу. Класифікатор конструкції ТКЗ-ВТІ випускається з рядом діаметрів від 2,6–4,75 м, продуктивністю за сировиною – до 100 т/год, а за дрібним – до 50 т/год, із граничним розміром розподілу 20–100 мкм. Особливістю конструкції такого класифікатора є надходження матеріалу до апарата разом із газом у стані аеросуміші, що уможлиблює застосування такого обладнання в замкнених циклах подрібнення з вентильованими млинами. Проте такий апарат має обмежену ефективність розподілу, оскільки у відцентровій зоні реалізується широкий спектр альтернативних сил і класифікація має циклонний характер.

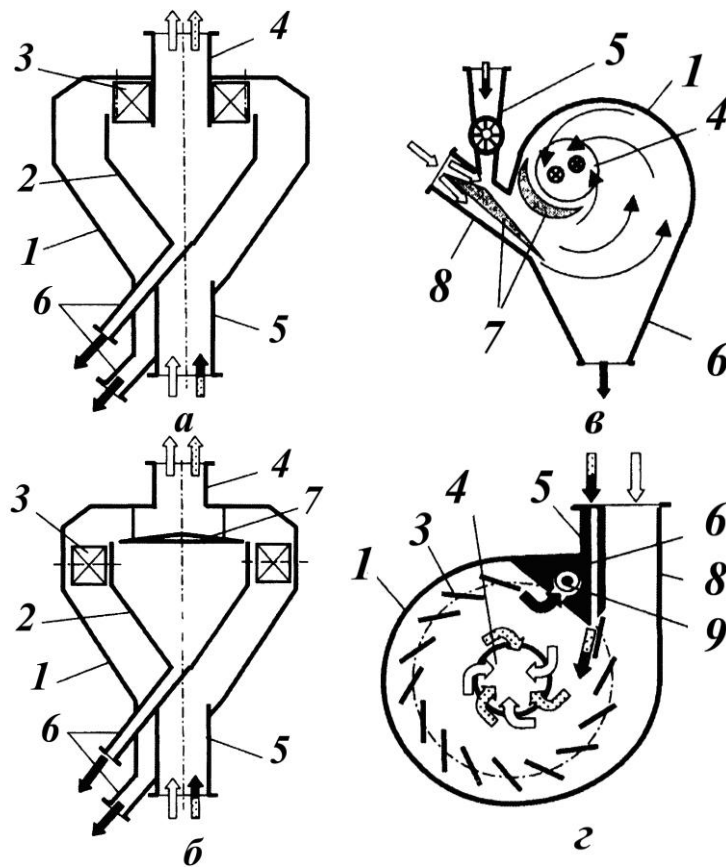


Рисунок 10.19 – Схеми класифікаторів із нерухомою відцентровою зоною розподілу: *a* – ТКЗ-ВТІ; *б* – ІГЕУ; *в* – ЕС Ларокс; *г* – «Мікроплекс»;

*1* – зовнішній корпус; *2* – внутрішній корпус; *3* – закручувальні лопатки;  
*4* – розвантажувальний патрубок дрібного продукту; *5* – завантажувальний патрубок;  
*6* – розвантажувальний патрубок великого продукту;  
*7* – аеродинамічна перегородка; *8* – патрубок подачі повітря;  
*9* – розвантажувальний шнек

У класифікаторі конструкції ІГЕУ (рис. 10.19 б) на другому рівні реалізується чистий відцентрово-протитечійний розподіл, унаслідок чого ефективність процесу в ньому вища. Заміна класифікатора ТКЗ-ВТІ на класифікатор ІГЕУ в замкнених схемах подрібнення дозволяє залежно від тонкості помелу підвищити продуктивність на 5–25 %.

Збільшення висоти зони розподілу дозволяє проводити ефективну класифікацію до 5 мкм, проте при великих висотах необхідно секціонувати зону розподілу кільцевими вставками для збереження плоского вихрового потоку.

Відцентрові класифікатори з горизонтальною віссю зони розподілу широко застосовуються на західних виробничих підприємствах (рис. 10.19 в, г). Механічне завантаження сировини здійснюється з проміжного бункера. Класифікатор ЕС Ларокс (Фінляндія) має всередині зони розподілу спеціальні вставки, що створюють необхідну структуру вихрового потоку (рис. 10.19 в). Продуктивність таких апаратів за дрібним продуктом становить 3–100 т/год за межі розподілу 30–100 мкм. Класифікатори мають вентиляційну установку та систему уловлювання дрібного продукту з газу.

Спіральний класифікатор «Мікроплекс» оснащений вбудованим вентилятором, а відведення великого продукту, вловленого на периферії, проводять шнеком. Крім того, одну з торцевих стінок зони розподілу виконано обертовою для того, щоб знизити неоднорідність газового потоку. Наявність убудованого вентилятора підвищує автономність апарата, але призводить до інтенсивного зношення лопатей вентилятора, через які проходить весь дрібний продукт.

У повітряно-прохідних класифікаторах із нерухомою зоною розподілу вихровий потік адаптується до умов проходження процесу (вільний вихор) і його параметри можуть істотно різнитися зі зміною, наприклад, продуктивності. Тому параметри, що характеризують класифікацію, є відносно нестабільними. Цей недолік усунений у класифікаторах із роторами, що обертаються всередині зони розподілу і створюють стабільний вимушений вихровий потік й одночасно відбивають великі частинки.

У класифікаторі MS (Micron Separator) вихідний матеріал разом із повітрям надходить до зони розподілу у верхню частину конічного ротора з відбійними лопатками (рис. 10.20). Дрібні частинки просочуються крізь лопатки й виводяться через центральну частину ротора разом із повітрям. Для підвищення ефективності розподілу передбачено подачу вторинного повітря до різних зон класифікації. Одна його частина подається всередину ротора, а інша – до нижньої частини конічного внутрішнього корпусу, який оточує ротор, щоб запобігти потраплянню дрібних частинок, що залишилися, до великого продукту.

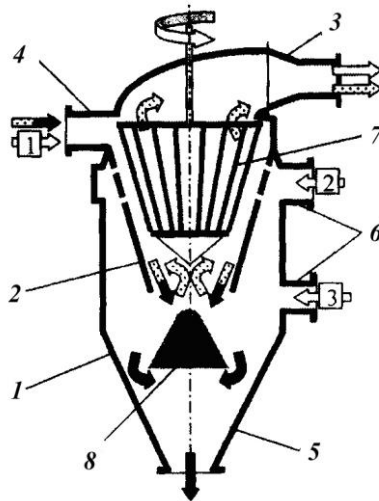


Рисунок 10.20 – Відцентровий класифікатор MS із вертикальним ротором:  
 1 – зовнішній корпус; 2 – внутрішній корпус; 3 – розвантажувальний патрубок дрібного продукту; 4 – завантажувальний патрубок; 5 – розвантажувальний патрубок великого продукту; 6 – патрубок подачі повітря;  
 7 – вертикальний ротор-класифікатор; 8 – розподільний конус

Класифікатори MS виготовляють шести типорозмірів від MS-1 до MS-6 із різним відношенням діаметра до довжини та з частотами обертання ротора 2 300–300 хв<sup>-1</sup>. Для класифікації за особливо тонкими граничними розмірами (меншими ніж 5 мкм) передбачена підвищена (вдвічі) частота обертання.

За підвищених швидкостей досягається ефективний розподіл до 2 мкм, фракція, що виноситься до дрібного продукту, становить до 97 %. Такі класифікатори широко використовують для видалення дрібних частинок перед млинами, для знепилювання порошків і гранул, для видалення великих та домішкових частинок, у ряді випадків – для розподілу матеріалів за густиною.

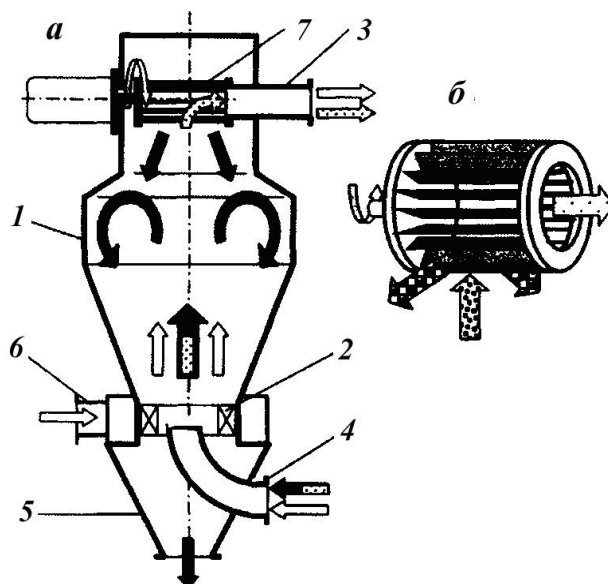


Рисунок 10.21 – Схема класифікатора «Турбоплекс»:

*a* – із горизонтальним ротором; *б* – конструкція ротора:

*1* – зовнішній корпус; *2* – лопатки; *3* – розвантажувальний патрубок дрібного продукту; *4* – завантажувальний патрубок; *5* – розвантажувальний патрубок великого продукту; *6* – патрубок підведення повітря; *7* – ротор

На відміну від інших агрегатів цього типу класифікатори для надтонкого розподілу «Турбоплекс» (АТР-GS та АТР-S/GS) (рис. 10.21) мають горизонтально розміщений ротор, вісь якого орієнтовано перпендикулярно до потоку газу із частинками. Основний робочий діапазон розподілу – 4–200 мкм. Класифікатор виготовляють з одним, трьома, чотирма та шістьма роторами, виконаними зі сталі або кераміки. Частота обертання становить від 11 500  $\text{хв}^{-1}$  малих типорозмірів (діаметр ротора – 100 мм) до 1 200  $\text{хв}^{-1}$  великих (діаметр ротора – 1 000 мм). Для керамічних роторів частота обертання менша. Продуктивність за дрібним продуктом становить 45–2 500 кг/добу. Класифікатор з успіхом застосовується для розподілу мінералів, абразивів, пігментів, металевих порошків, тонерів, фармацевтичних та харчових матеріалів. Використовується як млинарський класифікатор із малотоннажними млинами, наприклад із протитечійним струменевим млином.

У пневмокласифікаторах із внутрішньою циркуляцією газу вловлювання

дрібного продукту відбувається безпосередньо всередині класифікатора. Існують циркуляційні класифікатори з виносними вентиляторами та циклонами.

Повітряно-замкнений класифікатор «Вентоплекс» є типовим представником агрегатів цього типу (рис. 10.22). Вихідний матеріал надходить на розподільну тарілку 8, що обертається, і частинки рухаються до її периферії. Великі частки падають униз, а дрібні – класифікуються в конічному вихровому потоці над тарілкою. Це вихровий потік створюється вбудованим вентилятором 7. Параметри потоку змінюються залежно від частоти обертання вентилятора та положення за висотою всієї роторної системи. Граничний розмір поділу становить 30–200 мкм.

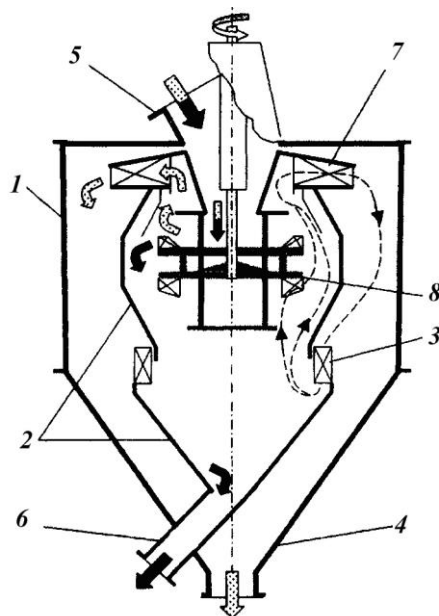


Рисунок 10.22 – Циркуляційний відцентровий класифікатор «Вентоплекс»: 1 – зовнішній корпус; 2 – внутрішній корпус; 3 – лопатки; 4 – розвантажувальний патрубок дрібного продукту; 5 – завантажувальний патрубок; 6 – розвантажувальний патрубок великого продукту; 7 – вбудований вентилятор; 8 – розподільна тарілка

Відносно низькі швидкості руху газу сприяють малому зношенню елементів конструкції, але не забезпечують ефективного диспергування частинок, унаслідок чого ступінь розподілу в цих апаратах відносно невисокий. Відсутність необхідності в додатковому устаткуванні (вентиляторах, циклонах) роб-

лять їх особливо зручним для технологій, у яких класифікація є відносно незалежною операцією, а також у замкнених циклах подрібнення. Габарити класифікатора залежно від типорозміру становлять від 1200×2800 мм (у моделі V12) до 3600×6670 (у моделі V36), а частота обертання ротора – 640–210 хв<sup>-1</sup>, продуктивність за сировиною – 1,5–5 т/год для моделі V12 та 20–80 т/год для моделі V36. Продуктивність за продуктом залежить від необхідної для технології тонкості. Класифікатор упроваджено до технологій розподілу вапняку, польового шпату, фосфатів, каолінової сировини, глини, гіпсу, руд, скляних порошків, абразивів, харчових і кормових продуктів.

Пневмокласифікатори можуть застосовуватися й для багатопродуктового розподілу. На рисунку 10.23 наведені схеми аеродинамічних класифікаторів для розподілу на три фракції: відцентрово-протитечійного та інерційного. В останньому дрібніші частинки через малу масу (як міру інерції) рухаються по траєкторіях із меншим радіусом кривизни, а більші – із великим, унаслідок чого вони потрапляють до різних патрубків відведення фракцій.

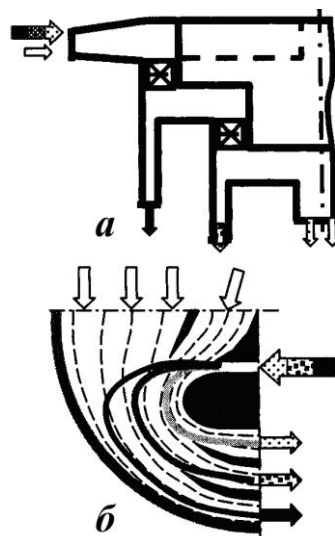


Рисунок 10.23 – Схеми класифікаторів для багатопродуктового розподілу:

*a* – відцентрового; *б* – інерційного

Пневмокласифікатори мають ширші можливості регулювання параметрів процесу, ніж грохоти, у яких граничний розмір ідеальної класифікації дорівнює розміру отворів сита й може лише зменшуватися за одночасного зниження ефе-

ктивності.

У загальному випадку параметри пневмокласифікації регулюються зміною рівня рушійних сил та сил аеродинамічного опору, а також їх взаємною орієнтацією (останнє пов'язане з втратою ефективності й рідко застосовується). У цьому сенсі найбільш ефективні відцентрові класифікатори, оскільки в гравітаційному обладнанні прискорення вільного падіння частинок стає. У відцентрових агрегатах рівень рушійних сил змінюють, змінюючи закручування потоку насамперед зміною кута установлення лопаток.

Регулювання граничного розміру в прохідних класифікаторах за рахунок витрати газу, як правило, має своє обмеження, оскільки ця витрата пов'язана з послідовним установленням із класифікатором іншого технологічного устаткування (вентильованих млинів, системи пиловловлювання). У циркуляційних класифікаторах зміна витрати газу, що вентилює, досягається зміною частоти обертання крильчатки вбудованого вентилятора. Частота в агрегатах для великотоннажних виробництв переважно дискретна. Вона регулюється зміною передатного числа привода робочого вала класифікатора.

Різноманітність аеродинамічних схем пневмокласифікації та складність руху й розподілу частинок у газопиловому потоці обумовлюють відсутність на сьогодні надійних універсальних методів технологічного розрахунку зазначеного обладнання та призводить до необхідності використання залежностей, встановлених емпірично.

На рисунку 10.24 показані сфери раціонального застосування різних механічних та пневматичних класифікаторів. Розширені сфери, відмічені штриховими стрілками, належать до перспективних конструкцій, які ще не набули широкого промислового впровадження.



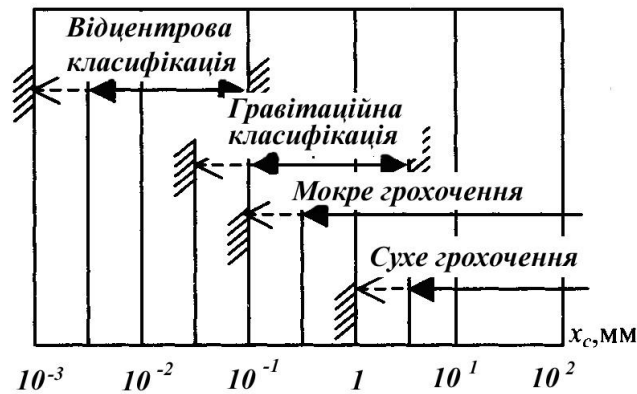


Рисунок 10.24 – Сфери застосування різних класифікаторів

#### 10.4. Магнітні класифікатори

Природні мінерали за магнітними властивостями поділяють на слабкі парамагнетики (їх більшість) та слабкі діамагнетики. У магнітних класифікаторах відбувається розподіл частинок матеріалу з відносно вищою магнітною сприйнятливістю від частинок із менш високою. Напруженість магнітного поля та розміри частинок визначають межі продуктивності магнітних класифікаторів, що змінюється від декількох кілограмів до сотень тонн за 1 годину; розбіжність магнітної сприйнятливості компонентів сировини визначають межі ефективності розподілу.

Класифікація відбувається під дією на частинки магнітних сил, з одного боку, та сил ваги (або аеродинамічного (гідралічного) опору) – з іншого. Рівновагу цих сил організують таким чином, щоб частинки з більшою магнітною сприйнятливістю («магнітні») рухалися в бік дії магнітної сили, а з меншою («немагнітні») – у протилежний. Феромагнітні та парамагнітні частинки переміщуються вздовж силових ліній магнітного поля в бік зростання його напруженості, а діамагнітні – виштовхуються до його спадання.

Магнітні властивості речовини визначаються зі співвідношень, що пов'язують напруженість прикладеного магнітного поля та індукцію магнітного поля в речовині, що перебуває в ньому. Для цього застосовують дві характеристики: відносну магнітну проникність та магнітну сприйнятливість.

Намагнічення різних матеріалів залежить від магнітної сприйнятливості

речовин та напруженості магнітного поля, що на них діє. Феромагнітні матеріали легко намагнічуються, але після певного значення відбувається насичення і подальше збільшення напруженості не спричиняє збільшення намагнічення. Індукційне магнітне поле в парамагнетиках набагато слабкіше і практично не насичується.

Магнітні класифікатори (сепаратори) застосовують головним чином у таких випадках:

- для видалення великих (більше 3 мм) шматків феромагнітних матеріалів із метою захисту устаткування;
- для одержання магнітних концентратів та очищення від домішок.

Конструкцією *простого магнітного сепаратора* для видалення великих шматків заліза є стрічковий конвеєр 1 зі шківом 2, виконаний у вигляді постійного або електричного магніту (рис. 10.25).

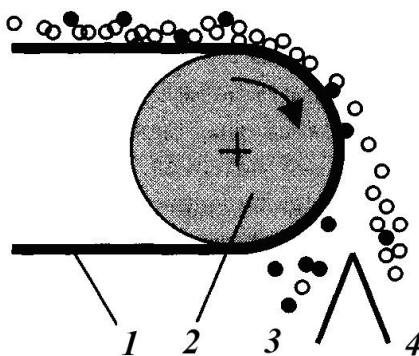


Рисунок 10.25 – Схема магнітного сепаратора для відділення магнітних частинок: чорні точки – магнітні; білі точки – немагнітні

Феромагнітні частинки стримуються магнітом доти, поки вони під дією ваги та відцентрової сили не впадуть у бункер 3, зміщений відносно бункера 4, призначеного для основного немагнітного матеріалу.

Магніти в цих сепараторах можуть бути підвісними та розміщуватися над стрічкою конвеєра.

У цьому разі необхідно створити сильніше магнітне поле й вирішити проблеми очищення поверхні магніту від накопичених на ній частинок. Для цього зазвичай застосовують додаткову конвеєрну стрічку, що рухається по по-

верхні магніту. Коли стрічка покидає зону магнітного поля, шматки заліза падають з неї до бункера.

Якщо установка магнітних шківів або підвісних магнітів недопустима, у такому разі застосовують магнітні барабани, у яких нерухомий магніт 2 займає частину тонкостінного барабана 1, що обертається (рис. 10.26).

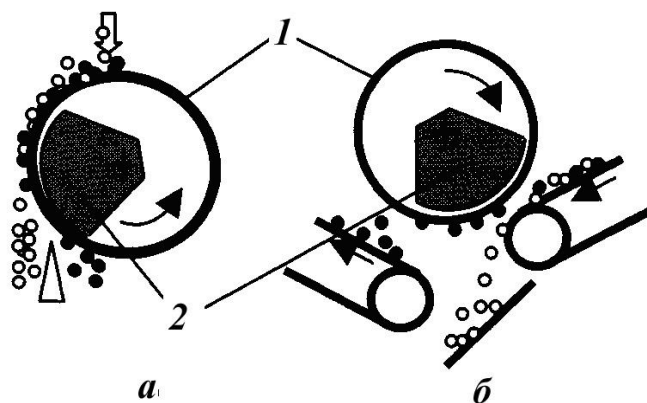


Рисунок 10.26 – Схеми магнітних сепараторів із магнітними барабанами:  
*а* – з подачею вихідного матеріалу на барабан; *б* – стрічковим транспортуванням матеріалу

Шматки феромагнітного матеріалу притягуються магнітом до поверхні барабана й утримуються на ній, доки вони рухаються над поверхнею магніту, а потім падають до бункера. Подача вихідного матеріалу може здійснюватися зверху, безпосередньо на барабан (рис. 10.26 а) або барабан може встановлюватися над поверхнею сировини, що транспортується (рис. 10.26 б).

Для сухого збагачення та очищення застосовують магнітні барабани з полюсами, що чергуються, уздовж осі барабана та вздовж його кола. Барабан з осьовим чергуванням полюсів може застосовуватися для видалення шматків заліза розміром до 300 мм (рис. 10.27 а). Схему барабана, в якому полюси чергуються по колу, показано на рис 10.27 б. Проходячи над полюсами, що чергуються, парамагнітні частинки періодично переорієнтовуються, що збільшує їх рухомість у сипкому матеріалі та підвищує ефективність розподілу.

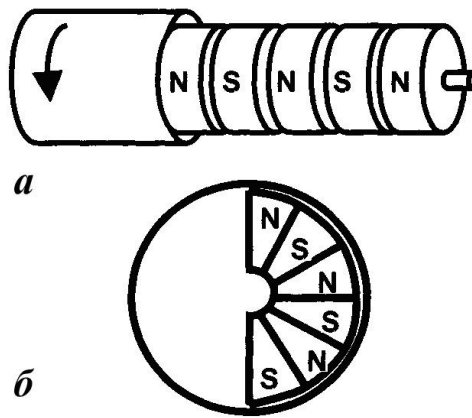


Рисунок 10.27 – Схеми магнітних барабанів:

*a* – з осьовим чергуванням полюсів; *б* – із коловим чергуванням полюсів

Для розподілення слабопарамагнітних матеріалів застосовують високоінтенсивний магнітний класифікатор із перехресним рухом конвеєрних стрічок. Суміш рухається тонким шаром по основній конвеєрній стрічці та потрапляє до зони сильного магнітного поля в зазорі між полюсами. Парамагнітні частинки притягуються верхнім полюсом і потрапляють із нижнього боку на іншу конвеєрну стрічку, що рухається перпендикулярно до першої. Після виходу з магнітного поля частинки падають з неї до бункера.

Для одержання магнітного поля зі значним градієнтом напруженості верхньому полюсу надають спеціальної форми. Цей самий принцип застосовується у високоінтенсивному дисковому магнітному сепараторі, у якому замість другої стрічки використовується диск, що обертається.

Аналогічні принципи та схеми застосовують у магнітних сепараторах, що працюють за мокрою технологією.

Магнітні класифікатори широко використовують у промисловій практиці. Їх упроваджено у технології видалення шматків заліза в хімічній, гірській, харчовій та інших галузях промисловості, а також для виділення феромагнетиків із відходів; застосовують для збагачення та очищення мінеральної сировини під час виробництва алюмінію, нікелю, молібдену та багатьох інших металів, причому спектр матеріалів, що розділяються, постійно розширюється. Під час роботи за мокрою технологією їх застосовують як магнітні фільтри.

## 10.5. Електростатичні класифікатори

Незважаючи на різноманіття видів електростатичних класифікаторів, основу їх роботи становить одна загальна властивість: заряди протилежного знака притягуються один до одного.

Електростатична класифікація, за якої заряд передається частинкам, називається *електрофорезом*. Розподіл при електрофорезі базується на відмінності електропровідності частинок або їх трибоелектричних (риса, що характеризує обмін зарядами на поверхні діелектриків) властивостей у вихідному матеріалі.

Якщо частинка в цілому залишається нейтральною, але поляризується (тобто набуває дипольного моменту), то в неоднорідному електричному полі вона втягується до області зростання напруженості електричного поля. Це явище називають *діелектрофорезом*. Розподіл частинок у цьому разі базується на різниці дипольних моментів, яких набувають частинки та які залежать від діелектричних властивостей, структури матеріалу та від форми частинок.

Основні принципи електростатичної класифікації та їх технологічна реалізація показані в табл. 10.1.

Електрофорез передбачає передавання заряду від частинки до частинки трьома основними способами:

- іонним бомбардуванням (найбільш поширений спосіб);
- індукцією;
- контактною взаємодією (трибоелектричний заряд).

*Іонне бомбардування* є найбільш поширеним способом заряду частинок, який можна описати таким чином:

- вихідний матеріал, що містить провідні та непровідні частинки, подається на заземлену поверхню (валок), який рухається під коронувальним електродом; останній розміщений над валком;

- у короні заряджають як провідні, так і непровідні частинки, але провідні при контакті із заземленою поверхнею втрачають свій заряд, а непровідні –зберігають та притягуються до неї;

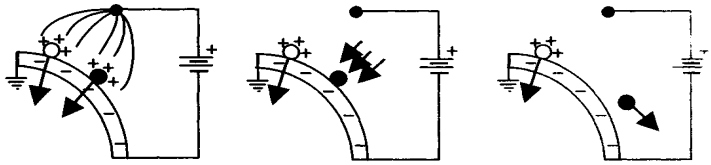
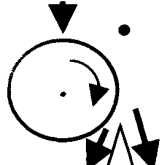
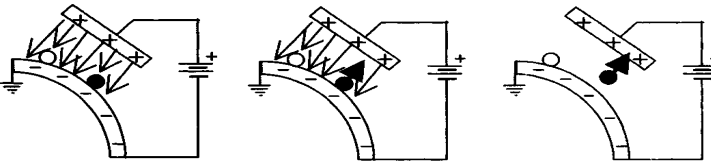
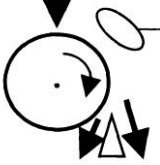
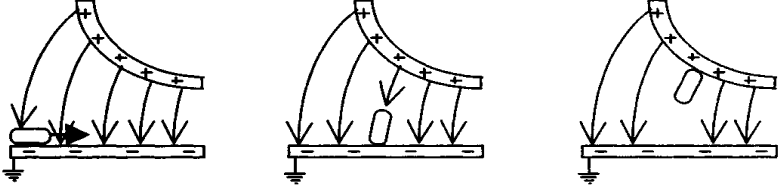

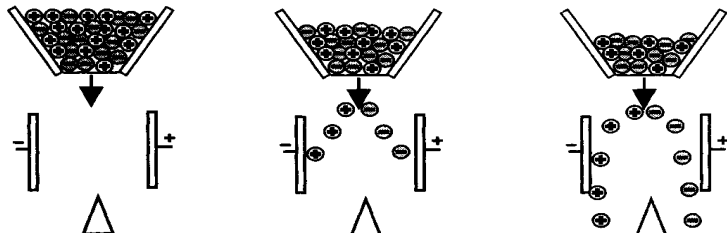
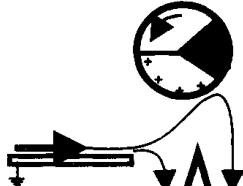
- сили тяжіння відривають частинки від поверхні, але в різних місцях

(заряджені непровідні відриваються пізніше) та направляють їх у різні бункери.

Обладнання для створення коронувального розряду – це джерело електричної енергії високого напруження та електрод, що виготовляється спеціальним чином.

Порівняно новим досягненням в електростатичній класифікації з іонним бомбардуванням є розподіл частинок за їх формою, що визначається коефіцієнтом «площинності»  $k = L/H$ , де  $L$  та  $H$  – розміри, що характеризують частинку, яка міститься на площині (рис. 10.28).

Таблиця 10.1 – Основні принципи електростатичної класифікації

Фізичний принцип роботи	Технічна реалізація
<b>Іонне бомбардування</b>	
	
<b>Індукційний заряд</b>	
	
<b>Контактна електризація</b>	
	
<b>Діелектрофорез</b>	
	

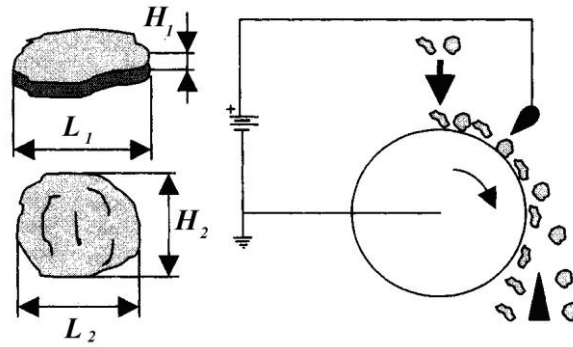


Рисунок 10.28 – Схема електростатичного класифікатора для розподілу частинок за формою

У цих класифікаторах застосовують валок спеціальної конструкції та техніку контрольованого заряду, що більше залежать від форми частинок, аніж від їх електропровідності.

*Класифікатори з індукційним зарядом* (табл. 10.1) у цілому подібні до апаратів з іонним бомбардуванням, але частинки набувають набагато меншого заряду й потрібна значна розбіжність у поверхневій електропровідності компонентів для ефективного розподілу. Принцип роботи полягає в такому:

- матеріал подається по заземленій поверхні під високовольтний, але не коронувальний електрод. Провідні частинки, що знаходяться в контакті із заземленою поверхнею, набувають такого самого заряду;
- в електричному полі між електродом та поверхнею на них починає діяти сила, спрямована до електрода;
- долаючи силу тяжіння, ця сила піднімає частинки з поверхні й вони прямують до відповідного бункера.

Параметри електричного поля підбирають таким чином, щоб для непровідних або менш провідних компонентів електростатичної сили, яка виникає, було недостатньо для піднімання цих частинок із поверхні й вони транспортувалися в інший бункер. Такі класифікатори інколи називають екранними або пластинчастими. Вони набули промислового впровадження у технології остаточного очищення деяких видів мінеральної сировини, наприклад рутилу та

циркону.

*Контактна електризація* (табл. 10.1) – один зі старих методів, що застосовується при електростатичній класифікації непровідних мінералів. Механізм проходження класифікації такий:

- якщо два діелектрики привести в зіткнення, а потім роз'єднати, то матеріал із вищою діелектричною сприйнятливістю виявляється зарядженим позитивно, а інший – негативно;
- якщо після цього надати частинкам можливості вільно падати в поперечному електростатичному полі, то частинки із зарядами різного знака відхилитимуться в протилежні боки;
- таким чином, первинний розподіл відбувається за діелектричними характеристиками компонентів у суміші.

Проте заряд, якого набуває частинка контактним способом, зазвичай малий і швидко розсіюється при зіткненнях з іншими частинками та за коливань вологості. Для подолання цього негативного явища застосовують хімічне кондиціонування поверхні частинок, зазвичай, парами спеціально підібраної речовини. Наприклад, за сухого електростатичного збагачення сільвіну та галіту (кам'яної солі) застосовують пари трихлорацетату або саліцилової кислоти, а при електростатичному відділенні неорганічної сірки з дрібно подрібненого вугілля – пари аміаку.

*При діелектрофорезі* (табл. 10.1) частки в цілому залишаються нейтральними, але поляризуються й рухаються в *неоднорідному* електростатичному полі. Зазвичай така класифікація проводиться в рідині. Рух частинок не залежить від напрямку поля, внаслідок чого для його створення можливе застосування змінного струму. Ефект взаємодії частинок із полем пропорційний їх об'єму та набагато сильніше виявляється під час розподілу відносно великих частинок. Діелектрофорез як спосіб класифікації вимагає електростатичного поля, що сильно розбігається, відносно високої напруженості. У середовищах із незначною діелектричною проникністю, але за високої проникності (наприклад, як у воді) можливе зниження напруженості до 500 В/м. При застосуванні електрофорезу



необхідна напруженість значно менша. На схемі рисунка 10.29 показані діапазони розмірів частинок, які можна розподілити за розмірами та формою.

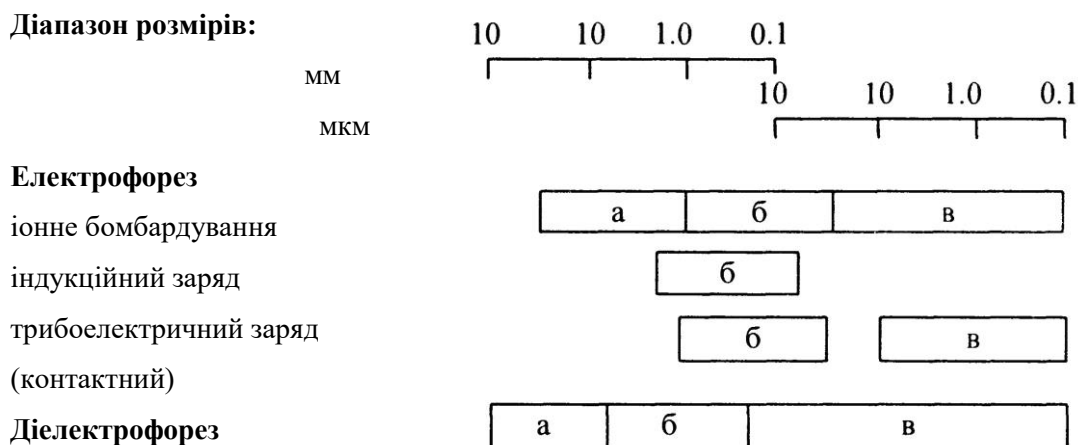


Рисунок 10.29 – Діапазон розмірів частинок при електростатичній класифікації:

*a* – сухий розподіл, розширений діапазон для ряду спеціальних матеріалів;

*б* – сухий розподіл, стандартний діапазон;

*в* – мокрий розподіл, стандартний діапазон

Крім того, впровадження методу діелектрофорезу вимагає помітної різниці в діелектричній проникності частинок і середовища, в якому проводиться розподіл (не менше ніж 1).

В електростатичному класифікаторові, що реалізує метод діелектрофорезу, на поверхні барабана, що обертається, паралельно його осі розміщено провідні електроди 1 (рис. 10.30). Нижче за барабан у рідині розміщений екранний електрод 2. Електроди під'єднано до високовольтного джерела змінного струму. Частинки з більшою діелектричною проникністю з більшою силою підхоплюються та напрямляються в бік зростання електричного поля, тобто в бік провідних електродів барабана. Після проходження над екранним електродом вони падають до бункера.

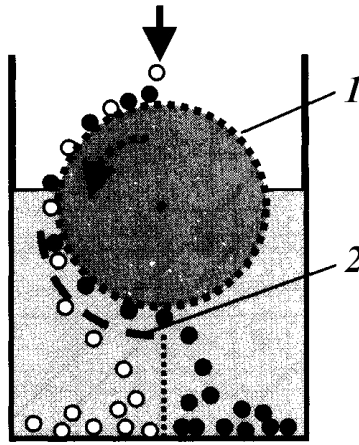


Рисунок 10.30 – Схема електричного класифікатора,  
що реалізує діелектрофорез

Незважаючи на значні потенційні можливості, використання методів діелектрофорезу все ще обмежене здебільшого лабораторними та пілотними установками. У промисловості такі класифікатори застосовуються як фільтри для діелектричних рідин та для видалення домішок із харчових напівфабрикатів. Як середовище для діелектричної класифікації використовують нітробензин, гас, ксилен, етанол та пропанол. Чинники, що впливають на процес класифікації в повітрі, – форма, густина та дипольний момент частинок. Тому потенційне застосування цих класифікаторів пов'язане з розподілом волокнистих матеріалів і частинок за їх коефіцієнтом площинності.

## 10.6. Методика розрахунків

### 10.6.1. Визначення основних параметрів плоских хитких грохотів

Матеріал, що проходить крізь отвори в ситі ( $-d$ ), потрапляє до короба й звідти відводиться; матеріал, що залишився на ситі ( $+d$ ), скочується зверху, утворюючи окремий потік.

Для нормальної роботи грохота кут його нахилу  $\alpha$ , розмір отворів у ситі  $d_0$ , швидкість руху матеріалу  $\omega$  та розмір частинок сировини (шматків)  $2r$  повинні бути в певному співвідношенні рис. 10.31.

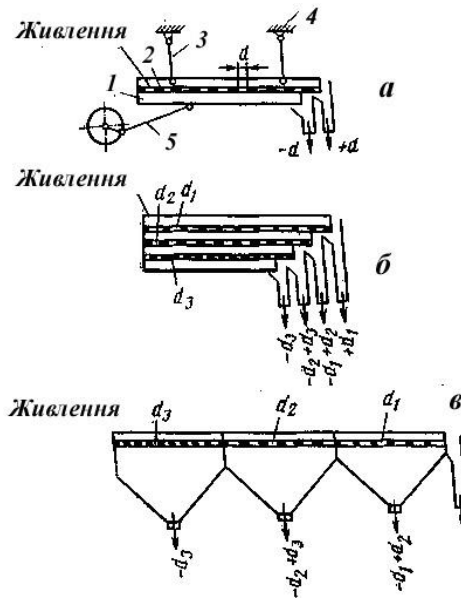


Рисунок 10.31 – Плоскі хиткі грохоти:

*a* – односитовий; *б* – триситові з вертикальним कंपонуванням; *в* – триситові з горизонтальним कंपонуванням; 1 – короб; 2 – сито; 3 – підвіска; 4 – рама; 5 – привод

Насправді, щоб частинка радіусом  $r$ , рухаючись по грохоту, провалювалася крізь отвір, вона повинна за час  $\tau$  пройти в горизонтальному та вертикальному напрямках такі відстані (рис. 10.32 а):

$$x = \omega\tau \cos \alpha = (d_0 - r - r \operatorname{tg} \alpha) \cos \alpha, \quad (10.1)$$

$$y = \frac{1}{2} g\tau^2 = (d_0 - r - r \operatorname{tg} \alpha) \sin \alpha + \frac{r}{\cos \alpha}. \quad (10.2)$$

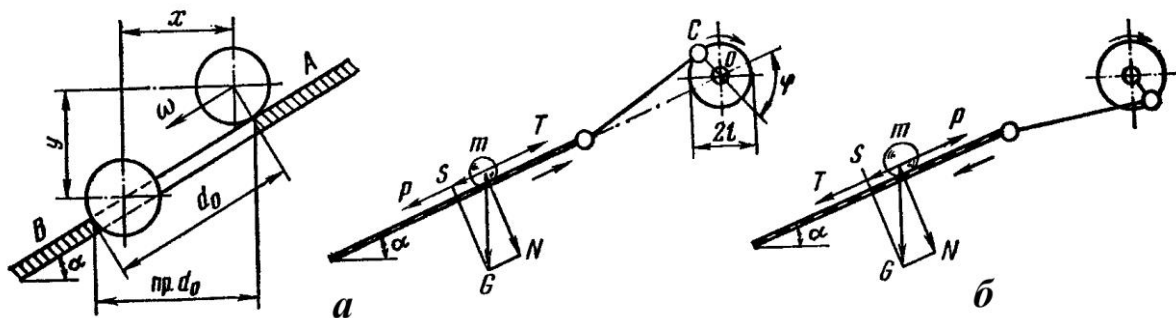


Рисунок 10.32 – Схеми до розрахунку плоского хиткого грохота

Із рівнянь (10.1) та (10.2) після вилучення  $\tau$  знаходимо необхідне співвідношення:

$$\omega = (d_0 - r - r \operatorname{tg} \alpha) \sqrt{\frac{g \cos \alpha}{(d_0 - r - r \operatorname{tg} \alpha) \sin 2\alpha + 2r}}. \quad (10.3)$$

Для горизонтального грохота ( $\alpha = 0$ ) маємо

$$\omega = (d_0 - r) \sqrt{\frac{g}{2r}}. \quad (10.4)$$

Швидкість руху матеріалу по грохоту залежить від частоти коливань останнього ( $n$ , об/хв) та ексцентриситету  $e$  приводного ексцентрика. Для визначення зазначеної залежності проаналізуємо рух частинки з масою  $G$  (рис. 10.32 а, б). На цю частинку діють складова сили тяжіння  $S = gG \sin \alpha$ , сила тертя

$$T = fgG \cos \alpha, \quad (10.5)$$

де  $f$  – коефіцієнт тертя матеріалу по сити

та сила

$$P = Ga. \quad (10.6)$$

Позначивши через  $\varphi$  кут між напрямом радіуса ексцентрика  $OC$  та напрямом руху грохота, виразимо прискорення цієї частинки:

$$a = \left(\frac{\pi n}{30}\right)^2 e \cos \varphi. \quad (10.7)$$

Вочевидь, що для руху частинки вниз повинна задовольнятися умова

$$P + S > T \text{ або } G \left(\frac{\pi n}{30}\right)^2 e \cos \varphi + gG \sin \alpha \geq fgG \cos \alpha. \quad (10.8)$$

Сила  $P$ , як бачимо з останнього співвідношення, досягає максимуму при  $\varphi = 0$ . Отже, взявши за значенням  $g = \pi^2$ , знаходимо

$$n > 30 \sqrt{\frac{f \cos \alpha - \sin \alpha}{e}}. \quad (10.9)$$

При  $P + S > T$  частинка рухатиметься вгору по грохоту. В цьому разі

$$G \left(\frac{\pi n}{30}\right)^2 e \cos \varphi < (fG \cos \alpha + G \sin \alpha) g, \quad (10.10)$$

звідси при  $\varphi = 180^\circ$  одержимо

$$n < 30 \sqrt{\frac{f \cos \alpha + \sin \alpha}{e}}. \quad (10.11)$$

Таким чином, допустиме число повних коливань грохота  $n$  знаходиться в межах

$$30 \sqrt{\frac{f \cos \alpha - \sin \alpha}{e}} < n < 30 \sqrt{\frac{f \cos \alpha + \sin \alpha}{e}}. \quad (10.12)$$

На практиці  $n$ , об/хв, беруть таким:

$$n = 40 \sqrt{\frac{f \cos \alpha - \sin \alpha}{e}}. \quad (10.13)$$

Якщо ширина грохота дорівнює  $B$ , то його продуктивність  $G_z$ , кг/год, за вихідним сипким матеріалом визначається формулою

$$G_z = 3600B(2r)\omega\mu\rho, \quad (10.14)$$

де  $\rho$  – густина матеріалу;  $\mu$  – коефіцієнт розпушування (0,6–0,7).

Робота двигуна, що приводить у рух грохот, споживається на передачу кінетичної енергії масам, що коливаються  $N_1$ , на тертя сипкого матеріалу об сито  $N_2$  та в рухомих частинках. Теоретично кінетична енергія, надана рухомих масам у першій половині ходу, повністю повертається в другій половині того самого ходу, коли досягнута максимальна швидкість руху грохота  $\frac{\pi ne}{30}$ . Насправді ж, як свідчать результати дослідних робіт, ця енергія не повертається, а споживається на подолання різних опорів, тому потужність  $N_1$ , кВт, дорівнює

$$N_1 = G_M \left( \frac{\pi ne}{30} \right)^2 \frac{n}{60} \cdot 10^3. \quad (10.15)$$

З урахуванням коефіцієнта корисної дії привода  $\eta$ , кВт, маємо

$$N_1 = n^3 e^2 \frac{G_M}{54} \cdot 10^3 \eta, \quad (10.16)$$

де  $G_M$  – інтегральна маса, що коливається;  $\eta$  – ККД ( $\eta = 0,7$ ).

За дослідними даними, для грохота довжиною  $l$ , кВт, беруть

$$N_2 = fG_c \frac{l}{34} \cdot 10^3, \quad (10.17)$$

де  $G_c$  – маса матеріалу на грохоті, кг;  $f$  – коефіцієнт тертя.

Таким чином, необхідна потужність двигуна  $N$ , кВт, становитиме

$$N = N_1 + N_2 = \frac{n^3 e^2 G_M}{54} \cdot 10^3 \eta + \frac{f G_c l}{34} \cdot 10^3. \quad (10.18)$$

Довжина грохота  $l$ , м, обумовлюється необхідним часом перебування матеріалу на ситі й визначається за результатами експериментів.

### 10.6.2. Визначення основних параметрів гіраційних плоских грохотів

Частинка матеріалу на ситі з масою  $G$  перебуває під дією власної ваги, відцентрової сили  $P = G\omega^2 e$  ( $\omega$  – кутова швидкість обертання;  $e$  – ексцентриситет) та сили тертя  $T$  (рис. 10.33 б). Нормальна складова сили тяжіння  $N_o = gG \cos \alpha$  притискає частинку до сита, а перпендикулярна до неї сила  $S = gG \sin \alpha$  заохочує частинку до скочення вниз. Відцентрову силу  $P$  також можна розкласти на нормальну складову  $N_p = P \sin \varphi$ , що притискає або відриває частинку від сита, та на перпендикулярну їй затримувальну силу  $S_p = P \cos \varphi$ . Силу тертя в такому разі запишемо як  $T = (N_o \pm N_p) f$ . Вочевидь, що частинка скочуватиметься по ситу за умови

$$gG \sin \alpha \pm G\omega^2 e \cos \varphi > (gG \cos \alpha \pm G\omega^2 e \sin \varphi) f, \quad (10.19)$$

де  $f$  – коефіцієнт тертя матеріалу об сито.

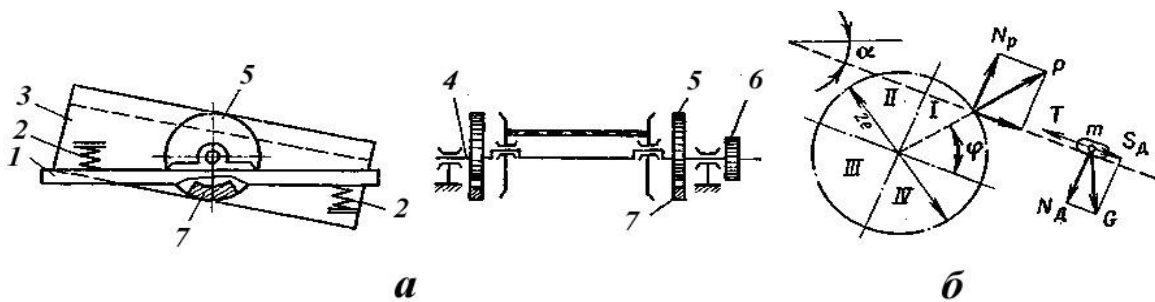


Рисунок 10.33 – Гіраційний плоский грохот та схема до розрахунку:

1 – опорна рама; 2 – опорні пружини; 3 – короб із ситами; 4 – ексцентриковий вал; 5 – маховик; 6 – шків; 7 – балансуєчий вантаж

Під час роботи грохота кут  $\varphi$  безупинно змінюється й, отже, змінюється умова (10.19). Так, при  $\varphi = 0$ , підставляючи  $\omega = \frac{\pi n}{30}$  та взявши  $g = \pi^2$ , маємо

$$n > 30 \sqrt{\frac{f \cos \alpha - \sin \alpha}{e}}. \quad (10.20)$$

При  $\varphi = 90^\circ$  із (10.19) одержимо

$$n > 30 \sqrt{\frac{f \cos \alpha - \sin \alpha}{fe}}. \quad (10.21)$$

При  $\varphi = 180^\circ$  одержимо

$$n < 30 \sqrt{\frac{\sin \alpha - f \cos \alpha}{e}}. \quad (10.22)$$

Та при  $\varphi = 270^\circ$  знаходимо

$$n < 30 \sqrt{\frac{\sin \alpha - f \cos \alpha}{fe}}. \quad (10.23)$$

Вочевидь, що при  $\operatorname{tg} \alpha < f$  та кількості обертів  $n$ , що задовольняють умови (10.20) та (10.21), матеріал ковзатиме по сити за положень грохота в першому та другому квадрантах траєкторії його руху. Проте в разі дрібнозернистих матеріалів, що лежать на ситі товстим шаром, для успішного розподілу, крім ковзання, потрібне ще й підкидання матеріалу (струшування, перемішування). При цьому повинні задовольнятися умови  $N_p > N_\delta$ ,  $G\omega^2 e > gG \cos \alpha$ , звідси

$$n > 30 \sqrt{\frac{\cos \alpha}{e}} \quad (10.24)$$

За менших обертів матеріал не підкидатиметься.

Продуктивність грохота  $G_z$ , т/год, за вихідним сипким матеріалом визначається за формулою

$$G_z = 3600B(2r)\omega\mu\rho, \quad (10.25)$$

де  $\rho$  – густина матеріалу, т/м<sup>3</sup>;  $\mu$  – коефіцієнт розпушування (0,6–0,7).

Довжина грохота визначається результатами експериментальних дос-

ліджень за необхідним часом перебування матеріалу на грохоті.

Якщо маса грохота з масою матеріалу –  $G_M$ , то відцентрова сила  $P$ , Н, дорівнює

$$P = G_M \frac{\pi^2 n^2}{900} e. \quad (10.26)$$

Отже, витрата енергії  $N_T$ , кВт, на подолання тертя в ексцентриках, спричинене дією відцентрових сил, виражається формулою

$$N_T = \frac{Pf 2\pi rn}{60} \cdot 10^3 = \frac{fG_M e n^3 r}{871000}, \quad (10.27)$$

де  $r$  – радіус диска ексцентрика, м.

Витрата енергії  $N_\delta$ , кВт, на подолання тертя, спричинена масою заповненого грохота, становить

$$N_\delta = \frac{gG_M f 2\pi rn}{60} \cdot 10^3 = \frac{G_M f r n}{975}. \quad (10.28)$$

Повна витрата енергії  $N$ , кВт, з урахуванням ККД привідного механізму  $\eta_M$  становитиме

$$N = \frac{N_T + N_\delta}{\eta_M} = \frac{G_M f r n}{975} \frac{1 + n^2 e}{900}. \quad (10.29)$$

### 10.6.3. Визначення основних параметрів вібраційних грохотів

У плоских хитких грохотах за наявності  $z$  опорних пружин та інтегральної маси  $G_\Gamma$ , що вібрує (короб, вал, підшипники, рама), деформація кожної пружини може бути виражена як

$$a = \frac{G_\Gamma}{zk}, \quad (10.30)$$

де  $k$  – коефіцієнт пружності матеріалу пружини, тобто сила, що стискає або розтягує пружину на 1 м.



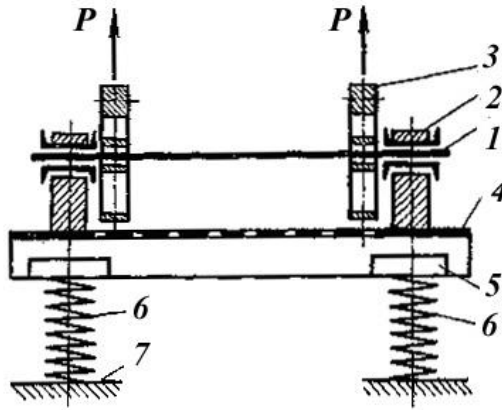


Рисунок 10.34 – Вібраційний грохот: 1 – вал; 2 – підшипник; 3 – дебаланс; 4 – короб із ситами; 5 – рама короба; 6 – опорні пружини; 7 – станина

Період власних пружних коливань усієї системи, як відомо з механіки, дорівнює

$$\tau_c = 2\pi \sqrt{\frac{a}{g}} = 2\pi \sqrt{\frac{G_\Gamma}{zkg}}. \quad (10.31)$$

Якщо вал грохота обертається із частотою  $n$ , об/хв, а період власних коливань системи збігається з коливаннями, викликаними вібратором, то  $\tau_c = 60/n$ . Тому, взявши за значенням  $g = \pi^2$ , одержимо

$$k = \frac{G_\Gamma n^2}{900z}. \quad (10.31 \text{ а})$$

З іншого боку, відцентрова сила вібратора  $P_0$ , Н, що припадає на одну пружину, становить

$$P_0 = \frac{P}{z} = qr \frac{\omega^2}{z} = \frac{qrn^2 \pi^2}{900z}, \quad (10.32)$$

де  $q$  – маса дебалансового вантажу, кг;  $r$  – радіус обертання дебалансу, м.

Оскільки ця сила викликає деформацію стискання або розтягування пружини  $a_n$ , тобто  $a_n = P_0/k$ , то

$$k = \frac{P_0}{a_n} = \frac{q r n^2 \pi^2}{900 a_n z}. \quad (10.33)$$

Прирівнюючи (10.31) та (10.33), знаходимо залежність між величинами  $G_r$ ,  $a_n$ ,  $q$  та  $r$ :

$$G_r a_n = q r \pi^2. \quad (10.34)$$

Енергія, що споживається грохотом, витрачається на подолання сили тертя в підшипниках, тому потужність  $N$ , кВт, на валу запишемо

$$N = f \frac{g r n^2 \pi^2}{900} \frac{\pi d n}{60 \cdot 10^3} = \frac{f q r n^3 d}{1754 \cdot 10^3}, \quad (10.35)$$

де  $d$  – діаметр шийки вала, м;  $f$  – коефіцієнт тертя вала в підшипниках.

Потужність двигуна обирають з урахуванням коефіцієнта корисної дії приводного механізму ( $\eta = 0,8-0,9$ ).

Продуктивність грохота  $G_r$ , т/год, не піддається теоретичному розрахунку, а визначається за результатами експериментальних досліджень; із деяким наближенням вона може бути обчислена за емпіричною формулою

$$G_r = 120 B h a_n n \rho_n \operatorname{tg} \alpha, \quad (10.36)$$

де  $B$  – ширина грохота, м;  $h$  – висота шару матеріалу на ситі, м;  $\rho_n$  – насипна густина матеріалу, т/м<sup>3</sup>,  $\alpha$  – кут нахилу грохота до горизонту.

#### 10.6.4. Визначення основних параметрів барабанних грохотів

Конструкція барабанного грохота схематично показана на рис. 10.35.

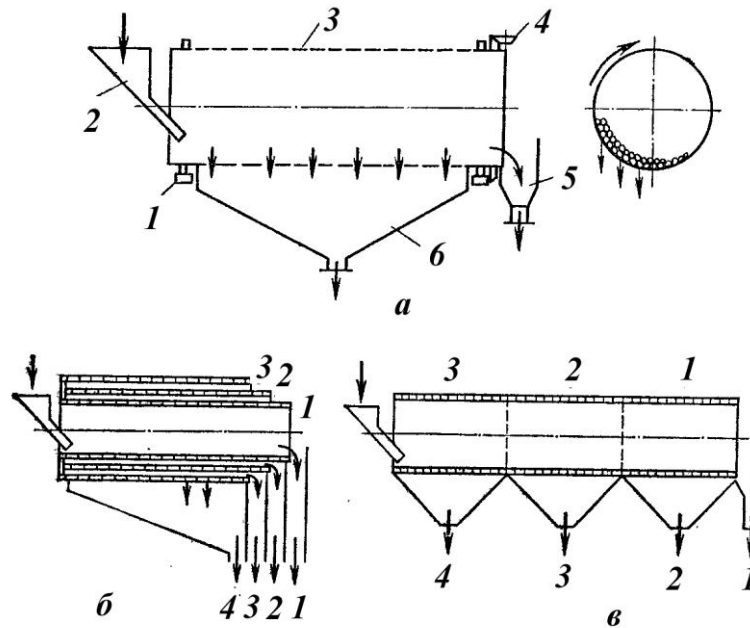


Рисунок 10.35 – Барабанні грохоти:

- a* – із одинарним ситом: 1 – опорна рама; 2 – вхід матеріалу; 3 – барабан;  
 4 – приводний механізм; 5 – вихід великої фракції; 6 – вихід дрібної фракції;  
*б* – зі співвісним розміщенням сит: 1, 2, 3 – виходи продукту;  
 4 – вихід залишку; *в* – із послідовним розміщенням сит: 1, 2, 3 – сита;  
 4 – вихід першої фракції

На частинку розподільного матеріалу з масою  $q$  під час обертання барабана діють сила тяжіння, сила тертя матеріалу об стінку та відцентрова сила, Н:

$$q_c = q \frac{\pi^2 n^2}{900} R, \quad (10.37)$$

де  $R$  – радіус обертання, який беремо таким, що дорівнює внутрішньому радіусу барабана (рис. 10.36 а).

При цьому нормальна складова сили тяжіння  $N_T = qg \cos \alpha$  притискає частинку до барабана, а дотична складова  $S = qg \sin \alpha$  штовхає її до виходу. Навпаки, сила тертя  $f(N + q_c)$  прагне підхопити частинку вгору (у бік завантаження матеріалу). Вочевидь, матеріал рухатиметься вздовж барабана вниз за

УМОВИ

$$q \sin \alpha > \left( qg \cos \alpha + q \frac{\pi^2 n^2}{900} R \right) f, \quad (10.38)$$

де  $f$  – коефіцієнт тертя матеріалу об сито ( $f \sim 0,7$ ).

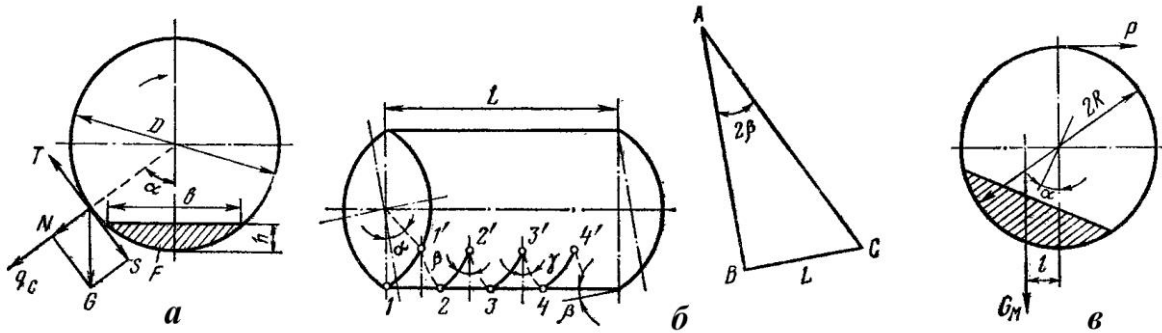


Рисунок 10.36 – Схема до розрахунку барабаних грохотів

З останньої нерівності, взявши  $g = \pi^2$ , одержимо вираз для граничного числа обертів барабана:

$$n < 30 \sqrt{(\sin \alpha - f \cos \alpha) / Rf}. \quad (10.39)$$

За результатами досліджень встановлено, що грохот працює в оптимальному режимі при  $\alpha = 40^\circ$ . Продуктивність грохота можна виразити добутком площі перерізу шару матеріалу  $F$  на швидкість його переміщення вздовж барабана:

$$V = 3600 F \omega_0. \quad (10.40)$$

Візьмемо  $F = \frac{2}{3}bh$  і  $b = 2\sqrt{R^2 - (R-h)^2} \approx 2\sqrt{2Rh} = 2,83\sqrt{Rh}$

(рис. 10.36 а). Під час обертання барабана частинка здійснює складний рух (рис. 10.36 б): піднімається по коловій траєкторії (разом із барабаном) на кут  $\alpha$  із положення  $1$  до положення  $1'$ , під дією сили тяжіння сповзає в положення  $2$ , піднімається до положення  $2'$  та скочується в положення  $3$  і так далі. Кут сповзання частинок  $\gamma$  можна взяти таким, що дорівнює куту нахилу барабана  $\beta$ , тому кут між траєкторіями піднімання та сповзання частинки дорівнює  $2\beta$ . Шлях руху частинок  $AB$  (рис. 10.36 б) складається з дуг  $1 - 1'$ ,  $2 - 2'$  і так далі та відрізків  $1' - 2$ ,  $2' - 3$ , що утворюють приблизно гвинтову лінію з кутом підій-

мання  $2\beta$ . Таким чином, співвідношення між довжиною шляху  $AB$  та довжиною барабана  $L$  можна подати у вигляді прямокутного трикутника (рис. 10.36 б), катетами якого є  $L$  та сума висот підймання частинки, а гіпотенуза – сумарний шлях спуску.

Оскільки частинка проходить шлях  $AB$  та  $L$  за один і той самий час, то при швидкостях її підймання по колу перерізу барабана  $\omega$  та вздовж барабана  $\omega_0$  маємо

$$\operatorname{tg} 2\beta = \frac{L}{AB} = \frac{\omega_0}{\omega} = \frac{30\omega_0}{\pi Rn}, \quad (10.41)$$

звідси

$$\omega_0 = \frac{\pi Rn}{30} \operatorname{tg} 2\beta. \quad (10.42)$$

Після підстановки значень  $b$  та  $\omega_0$  знаходимо об'ємну продуктивність грохота  $V$ , м<sup>3</sup>/год:

$$V = 712n \operatorname{tg} 2\beta \sqrt{R^3 h^3}. \quad (10.43)$$

У формулі (10.42) відсутня довжина барабана, що є закономірним у разі, коли всередині на його поверхні розміщений лише один ряд частинок. Насправді всередині барабана розміщується декілька рядів частинок, що перешкоджає проході цільової дрібної фракції, тому доводиться необхідну довжину барабана визначати за результатами додаткових дослідів.

Енергія, що споживається грохотом, витрачається на підймання матеріалу  $N_n$ , на подолання тертя його ковзання  $N_c$ , кВт, та тертя в приводному механізмі  $N_{np}$ . Якщо маса матеріалу в барабані становить  $G_M$ , а колова обертова сила дорівнює  $P_{кол}$ , то

$$gG_M l = P_{кол} R, \quad (10.44)$$

де  $l = R \sin \alpha$  – плече дії сили тяжіння (рис.10.36 в).

Звідси

$$P_{кол} = \frac{gG_M}{R} R \sin \alpha \quad (10.45)$$

та

$$N_n = \frac{P_{\text{кол}} \pi R n}{30 \cdot 10^3} = \frac{g G_M R n \sin \alpha}{975}. \quad (10.46)$$

Використовуючи наведене вище співвідношення для сили тертя ковзання, знаходимо

$$N_c = \frac{f \pi R n}{30 \cdot 10^3} \left( g G_M \cos \alpha + \frac{G_M \pi^2 n^2}{900} R \right) = \frac{f R n}{975} G_M \left( \cos \alpha + \frac{R n^2}{900} \right). \quad (10.47)$$

$$N = N_n + N_c = G_M R n \left[ \frac{g \sin \alpha}{975} + \frac{f}{975} \left( \cos \alpha + \frac{R n^2}{900} \right) \right]. \quad (10.48)$$

Витрати енергії на подолання тертя в підшипниках можна визначити з рівняння

$$P_{\text{кол}} R = (G_M + G_b) f_{\text{ц}} r_{\text{ц}} g, \quad (10.49)$$

де  $G_b$  – маса барабана;  $r_{\text{ц}}$  – радіус цапфи вала;  $f_{\text{ц}}$  – коефіцієнт тертя в цапфах.

Звідси одержимо

$$N_{\text{ц}} = \frac{P_{\text{кол}} \pi R n}{30} \cdot 10^3. \quad (10.50)$$

Витрати енергії на подолання тертя в рухомих частинках приводного механізму враховується його коефіцієнтом корисної дії.

### Питання для самоконтролю

1. Що таке класифікація? Охарактеризуйте процес.
2. Охарактеризуйте відомі способи класифікації сипких матеріалів.
3. За якими ознаками поділяють класифікатори на основні групи? Назвіть ці групи класифікаторів. У чому полягають призначення та сутність процесу грохочення матеріалів?
4. За допомогою яких параметрів оцінюється процес грохочення; їх фізична сутність?
5. Назвіть схеми виділення класів під час грохочення, їх сутність.
6. Способи інтенсифікації процесу грохочення в інерційному грохоті.

7. Охарактеризуйте сутність відцентрово-гравітаційного розподілу сипких матеріалів.
8. Способи інтенсифікації процесу розподілу сипких матеріалів.
9. Призначення та сутність гідравлічної класифікації.
10. Пневматична класифікація, процес, галузі застосування та основні конструкції апаратів.
11. Відцентрові класифікатори, принцип дії та основні конструкції.
12. Регулювання параметрів пневматичної класифікації.
13. Фізична сутність та застосування магнітної класифікації.
14. Основні принципи електростатичної класифікації.
15. Наведіть схеми електростатичних класифікаторів.

#### **Список додаткової літератури для вивчення розділу 10**

1. Процессы и аппараты химической технологии / Д. А. Баранов и др. ; под ред. А. М. Кутепова. – Москва : Логос, 2001. – Т. 2.
2. Барский М. Д. Фракционирование порошков / М. Д. Барский. – Москва : Недра, 1980.
3. Генералов М. Б. Механика твердых дисперсных сред в процессах химической технологии : учебное пособие для вузов / М. Б. Генералов. – Калуга : Издательство Н. Бочкаревой, 2002.
4. Конструирование и расчет машин химических производств : учебник для вузов / Ю. И. Гусев и др. – Москва : Машиностроение, 1985.
5. Дженике Э. В. Складирование и выпуск сыпучих материалов : пер. с англ. / под ред. М. И. Агошкова. – Москва : Мир, 1968.
6. Зенков Р. Л. Механика насыпных грузов / Р. Л. Зенков. – Москва : Машиностроение, 1964.
7. Кафаров В. В. Системный анализ процессов химической технологии. Процессы измельчения и смешения сыпучих материалов / В. В. Кафаров, И. Н. Дорохов, С. Ю. Арутюнов. – Москва : Наука, 1985.
8. Классен П. В. Основы техники гранулирования / П. В. Классен,

И. Г. Гришаев. – Москва : Химия, 1982.

9. Колычан-Иванов Э. Э. Машины-автоматы и автоматические линии химических производств : учебное пособие / Э. Э. Колычан-Иванов, Ю. И. Гусев. – Москва : МГУИЭ, 2003.

10. Мизонов В. Е. Аэродинамическая классификация порошков / В. Е. Мизонов, С. Г. Ушаков. – Москва : Химия, 1989.

11. Сиденко П. М. Измельчение в химической промышленности / П. М. Сиденко. – Москва : Химия, 1968.

12. Тимонин А. С. Основы конструирования и расчета технологического и природоохранного оборудования : справочник / А. С. Тимонин. – Калуга : Издательство Н. Бочкаревой, 2001. – Т. 2.

13. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry // VCH. – 1988. – Vol. B2.

14. Оборудование для переработки сыпучих материалов : учебное пособие / В. Я. Борщев, Ю. И. Гусев, М. А. Промтов, А. С. Тимонин. – Москва : Изд-во «Машиностроение-1», 2006.

15. Андреев С. Е. Дробление, измельчение и грохочение полезных ископаемых / С. Е. Андреев, В. А. Петров, В. В. Зверевич. – Москва : Недра, 1980.

16. Машиностроение. Энциклопедия. Т. IV-12. Машины и аппараты химических и нефтехимических производств / М. Б. Генералов и др. – Москва : Машиностроение, 2004.



Навчальне видання

**Пляцук Леонід Дмитрович,  
Васькін Роман Анатолійович,  
Шапорев Валерій Павлович та ін.**

# **ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ПРИРОДООХОРОННИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

**Підручник  
У двох томах  
Том 2**

Художнє оформлення обкладинки Р. А. Васькіна  
Редактори: Н. З. Клочко, Н. М. Мажуга, С. М. Симоненко  
Комп'ютерне верстання Р. А. Васькіна

Формат 60×84/16. Ум. друк. арк. 30,46. Обл.-вид. арк. 33,34. Тираж 500 пр. Зам. №

Видавець і виготовлювач  
Сумський державний університет,  
вул. Римського-Корсакова, 2, м. Суми, 40007  
Свідоцтво суб'єкта видавничої справи ДК № 3062 від 17.12.2007.