

НАЦІОНАЛЬНИЙ УНІВЕРСИТЕТ ЦИВІЛЬНОГО ЗАХИСТУ УКРАЇНИ

Кафедра спеціальної хімії та хімічної технології

Скородумова О.Б.

ХІМІЧНА ТЕХНОЛОГІЯ

Конспект лекцій

підготовки здобувачів вищої освіти за другим (магістерським) рівнем зі спеціальності 263 «Цивільна безпека», галузь знань 26 «Цивільна безпека» відповідно до освітньо-професійної програми «Охорона праці»

Конспект лекцій розроблений відповідно до робочої програми навчальної дисципліни «Хімічна технологія»

Рекомендовано кафедрою СХХТ
на 2023- 2024 навчальний рік.
Протокол від «04» 07 2023 року
№ 1

2023 рік

ЗМІСТ

<i>Тема 1.1.</i> Основні поняття курсу. Класифікація процесів хімічних виробництв	3
<i>Тема 1.2.</i> Класифікація, області використання та основні і основні характеристики гідравлічних машин.....	26
<i>Тема 1.3.</i> Процеси перемішування та розділення рідких та сипучих сумішей	44
<i>Тема 1.4.</i> Механічні процеси: подрібнення, сепарування та компактування	86
<i>Тема 1.5.</i> Теплові процеси. Теплообмін, нагрівання, охолодження, конденсація	103
<i>Тема 1.6.</i> Масообмінні процеси	135
<i>Тема 2.1.</i> Хіміко-технологічний процес.....	167
<i>Тема 2.2.</i> Каталітичні процеси	181
<i>Тема 2.3.</i> Хіміко-технологічні системи	187
<i>Тема 2.4.</i> Основні технологічні схеми хімічного виробництва	200

Тема 1.1. ОСНОВНІ ПОНЯТТЯ КУРСУ. КЛАСИФІКАЦІЯ ПРОЦЕСІВ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ.

Процеси й апарати, загальні для харчової, хімічної, хіміко-фармацевтичної й іншої суміжної галузей промисловості, одержали назву основних процесів і апаратів.

Вивчення теорії основних процесів, принципів пристрою й методів розрахунку апаратів і машин становить предмет і завдання курсу.

Одним із завдань курсу є виявлення загальних закономірностей протікання різних процесів, наприклад, для переносу речовини й тепла.

У курсі розглядаються закономірності переходу від лабораторних процесів і апаратів до промислових, тобто частково вирішуються проблеми моделювання.

У курсі вивчається так звана макрокінетика, пов'язана з видимим, масовим рухом речовини: струменю, крапель, пухирців, твердих частинок й ін. При цьому тільки для пояснення деяких явищ використовується мікрокінетика, тобто рух речовини на молекулярному рівні.



ГІДРОМЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ – описують переміщення, змішування й поділ неоднорідних газових і рідких систем.

ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ – описують закономірності перенесення тепла від одного теплоносія до іншого.

МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ – описують закономірності перенесення речовини з однієї фази в іншу для досягнення рівноваги.

За організаційно-технічною структурою процеси можна розділити на періодичні (нестационарні) і безперервні (стаціонарні).

У періодичному процесі окремі його стадії (наприклад, нагрівання – кипіння – охолодження) здійснюються в одному апараті, але в різний час. Економічно ці процеси доцільні у виробництвах дрібного масштабу при різноманітному асортименті продукції, що випускається.

У безперервному процесі окремі його стадії здійснюються одночасно, але в різних апаратах (підігрівач – теплообмінник – холодильник). Економічно вигідні в середньо- і великотоннажних виробництвах (наприклад, випарювання), дозволяючи провести механізацію й автоматизацію, а також застосувати стандартну апаратуру.

Будь-який процес протікає доти, поки система не прийде в стан рівноваги. Статика розглядає процес у стані рівноваги.

Продуктивність. Основною характеристикою апаратів і машин є їх продуктивність. Її виражають кількістю матеріалів, що надходять на переробку в одиницю часу (сек., хв., год., добу) або ж виходять в результаті переробки, також в одиницю часу. Кількість продукту, що переробляється, висловлюють:

- 1) у вагових одиницях – кілограмах, тоннах;
- 2) в об'ємних одиницях – літрах, кубічних метрах;
- 3) в штуках – при обробці штучних матеріалів.

Так, наприклад, продуктивність дробарок і млинів зазвичай висловлюють в кгс/год або т/год, продуктивність насосів для – в л/хв, м³/сек, м³/хв, м³/год, продуктивність пресів для пресування виробів з пластичних мас в шт/год. шт/добу і т. д.

При всіх інших рівних умовах продуктивність апаратів і машин залежить від їх розмірів і швидкості протікання процесу в них. Чим більше розміри апаратів і машин і чим більше швидкість протікання процесу, тим більшою продуктивністю вони володіють.

Інтенсивність виробничих процесів. Продуктивність апарату або машини, віднесена до будь-якої основної одиниці, що характеризує даний апарат або машину, називають **інтенсивністю процесу**. Так, наприклад, інтенсивність випарних апаратів характеризується кількістю води, що випаровується з 1 м² поверхні нагрівання апарату протягом однієї години.

При підвищенні інтенсивності процесу може бути скорочено кількість обладнання, необхідного за масштабами виробництва, або ж зменшено його габарити; відповідно меншими будуть витрати на капітальне будівництво, на ремонт і експлуатацію устаткування і тим вищою буде продуктивність праці, що є основним показником економічності виробництва.

Інтенсифікація виробництва, тобто підвищення інтенсивності виробничих процесів, є одним з найважливіших умов переведення промисловості на більш високий технічний рівень і збільшення продуктивності праці. З рахунок інтенсифікації виробничих процесів прагнуть на одній і тій же апаратурі, на одному і тому ж обладнанні, за один і той же час, з одним і тим же обслуговуючим персоналом отримати якомога більшу кількість готової продукції.

Розмірність фізичних величин

Речовини, які беруть участь в технологічних процесах, мають різні фізичні властивості (щільність або густину, в'язкість і ін.), а їх стан і умови проведення процесів характеризуються різними параметрами (швидкістю, температурою, тиском та ін.). Ці фізичні величини і параметри можуть вимірюватися в різних одиницях.

При побудові системи одиниць виходять з трьох основних, незалежних один від одного одиниць, а саме: одиниць довжини, часу, маси або сили. За чинним державним стандартом допускається застосування трьох систем одиниць для вимірювання механічних величин:

а) система МКС, основними одиницями якої є метр, кілограм (маса), секунда;

б) система СГС, основними одиницями якої є сантиметр, грам (маса), секунда;

в) система МКГСС, основними одиницями якої є метр, кілограм-сила, секунда.

Враховуючи, що на підприємствах часто використовуються апарати, які були виготовлені ще в 50х-роках пришлого століття, для технологічних розрахунків найчастіше доводиться користуватися системою одиниць МКГСС. Однак за вимогами сучасних стандартів **необхідно користуватися системою СИ**.

Допускається також застосування позасистемних одиниць виміру, що є кратними від основних і похідних одиниць (табл.1.1).

Таблиця 1.1

Основні і похідні механічні одиниці виміру в різних системах

Назва параметрів	Системи одиниць для вимірювання		
	СГС (сантиметр, грам, секунда)	МКГСС (метр, кілограм-сила, секунда)	СИ (метр, кілограм, секунда)
довжина	см	м	м
маса	г	кг	кг
час	с	с	с
швидкість	см/с	м/с	м/с

прискорення	см/с ²	м/с ²	м/с ²
сила	1 дн = 1 г·см/с ²	кгс	Н
потужність	1 ерг/с = 1 г·см ² /с ³	кгс·м/с	Вт
тиск	1 бар = 1 дн/см ² = 1 г/см·с ²	кгс/м ²	Па
динамічний коефіцієнт в'язкості	дн·с/см ² = г/см·с = П (пуаз)	кгс·с/м ²	1 Н·с/м ² = 1 Па·с = 1 кг/м·с
густина	г/см ³	кгс/м ³	кг/м ³

ПРИКЛАДНА ГІДРАВЛІКА. ОСНОВНІ ПОНЯТТЯ

У хімічних виробничих процесах матеріали піддаються обробці найчастіше в рідкому і газоподібному станах. Закони рівноваги і руху рідин і газів вивчаються прикладною механікою в розділі «гідравліка».

Великого поширення в хімічній технології мають також процеси, пов'язані з поділом неоднорідних систем гідромеханічними методами: відстоюванням, фільтрацією і центрифугуванням, а також перемішуванням.

Для проведення гідромеханічних процесів використовуються: сила тяжіння (відстоювання і розділення суспензій), тиск (фільтрація) і відцентрова сила (центрифугування).

Незважаючи на удавану відмінність, всі ці процеси засновані на загальних законах руху рідин, газів або твердих частинок в певних середовищах і можуть бути названі **гідродинамічними процесами**. Для їх вивчення необхідне знання основ гідравліки.

Гідравліка вивчає рідини та гази як робочі тіла технічних (гідравлічних систем). С молекулярно-кінетичних позицій про будову речовини **відмінність крапельних рідин від газів** визначається кількістю хімічних або силових зв'язків молекул.



Розрізняють 3 типи крапельних рідин:

1. **Ідеальна рідина** - абстрактна рідина, яка характеризується абсолютною текучістю, нестисливістю, в'язкість відсутня;

2. **Реальні або в'язкі рідини (ньютонівські)** – здатні змінювати свій об'єм під дією зовнішніх умов;

3. **Реологічні (не ньютонівські) рідини** – здатні змінювати свою текучість та в'язкість під дією напружень (вібрації, тиску або ультразвуку).

Масові сили – пропорційні масі рідини і (якщо рідина однорідна) пропорційні її об'єму. До них відносять: силу тяжіння, силу інерції

Поверхневі сили – безперервно розподілені по поверхні рідини та пропорційні площі її поверхні. Викликані дією інших тіл, які контактують з тією рідиною.

Питома вага. Вага одиниці об'єму рідини або газу називають їх питомою вагою (γ).

$$\gamma = \frac{G}{V} = \left[\frac{\text{кгс}}{\text{м}^3} \right]$$

Густина. Масу одиниці об'єму рідини або газу називають їх щільністю і позначають через ρ . Розмірність щільності знаходять з рівності:

$$m = \rho V \quad G = mg$$

$$m = \frac{G}{g}$$

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{G}{gV} = \frac{\gamma V}{gV} = \frac{\gamma}{g} = \left[\frac{\text{кг} \cdot \text{с}^2}{\text{м}^3 \cdot \text{м}} \right]$$

Стисливість. Зменшення об'єму рідини при підвищенні тиску на її поверхню на 1 ат називають коефіцієнтом стиснення. Цей коефіцієнт дорівнює для води $(44-47) \cdot 10^{-6}$ і для бензолу $82 \cdot 10^{-6}$.

Вважаючи краплинні рідини практично нестисливими, можна в подальшому при всіх висновках приймати, що щільність їх і питома вага зі зміною тиску не змінюються.

Гази і пари, на відміну від крапельно-рідких тіл, мають велику стисливість, внаслідок чого їх щільність і питома вага змінюються в залежності від температури і від тиску. Обсяг ідеальних газів змінюється зі зміною температури і тиску відповідно до рівняння стану:

$$pv = RT$$

Де: p – тиск газу в кгс / м²;

V – питомий об'єм газу в м³/ кгс

R – газова стала, рівна – 848/М (М – молекулярна маса газу);

T – температура газу в °К.

Тиск. Тиск рідини, що припадає на одиницю поверхні, називають питомим тиском. Якщо P – сила, що діє на поверхню рідини, F – площа поверхні і p – питомий тиск, то:

$$p = \frac{P}{F}$$

Питомий тиск вимірюють в атмосферах (ат), міліметрах ртутного стовпа (мм рт.ст.), в метрах або міліметрах водяного стовпа (м вод.ст. або мм вод.ст.).

Розрізняють атмосфери фізичну та технічну. Фізична атмосфера відповідає тиску стовпа ртуті висотою 760 мм при 0 ° С або тиску стовпа води заввишки 10,33 м при 4 °С і дорівнює тиску 1,033 кгс на 1 см² поверхні.

В техніці для зручності обчислень приймають так звану **технічну атмосферу**, рівну тиску 1 кгс на 1 см² поверхні або 981000 дин.

Таким чином, **між одиницями тиску існує залежність:**

1 ат фізична = 760 мм рт.ст. = 10,33 м вод.ст. = 1,033 кгс/см²;

1 ат технічна = 735,6 мм рт.ст. = 10 м вод.ст. = 1 кгс/см².

Прилади, які служать для вимірювання тиску рідин і газів в трубопроводах і посудинах (**манометри**), зазвичай показують різницю між абсолютним тиском всередині судини і тиском атмосфери. Цей тиск називають **надлишковим** [атм].

Абсолютний тиск (в атмосферах) дорівнює надлишковому плюс барометричний тиск (зазвичай 1 ат) і виражається в ата.

Принцип Ле Шательє

Якщо на систему, що знаходиться в стійкій рівновазі, впливати ззовні, змінюючи якусь з умов рівноваги (температура, тиск, електромагнітне поле), то в системі посилюються процеси, спрямовані на компенсацію зовнішнього впливу

МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС

У загальному виді його можна записати так:

$$\sum G_{\text{нач.}} = \sum G_{\text{кон.}} + \sum G_{\text{п.}} \quad (1.1)$$

Де: $\sum G_{\text{нач.}}$ – кількість речовин, що надходять на переробку;
 $\sum G_{\text{кон.}}$ – кількість речовин, отриманих у результаті переробки,
 $\sum G_{\text{п.}}$ – кількість речовини, що втрачена в процесі переробки у вигляді газових, рідинних або твердих відходів.

Сучасні технології повинні передбачати, що втрат і відходів не повинне бути (безвідхідні технології). На сьогодні робота хімічної промисловості призведе до утворення газоподібних, рідинних та твердих відходів, які забруднюють навколишнє середовище та можуть і є причиною утворення екологічних криз та катастроф.

ЕНЕРГЕТИЧНИЙ БАЛАНС

У загальному виді записується так:

$$\sum Q_{\text{исх.}} + \sum Q_{\text{р}} = \sum Q_{\text{кон.}} + \sum Q_{\text{п}} \quad (1.2)$$

де: $\sum Q_{\text{исх.}}$ – тепло, що надходить із вихідними речовинами,
 $\sum Q_{\text{р}}$ – тепловий ефект процесу,
 $\sum Q_{\text{кон.}}$ – тепло, що йде з кінцевими продуктами,
 $\sum Q_{\text{п}}$ – втрати тепла в навколишнє середовище.

Втрати тепла неминучі; але вони повинні бути зведені до мінімуму (шляхом підбору теплової ізоляції) або утилізовані (наприклад, для вторинного використання системі опалення цехів та допоміжних служб). Одним з кращих теплоізоляторів вважається скловолокно, щільність якого складає 120-200 кг/м³, а коефіцієнт теплопровідності - 0,04 Вт/м.°С.

Втрати тепла від печей, котельних і теплових електростанцій (ТЕС) пов'язані із забрудненням навколишнього середовища. Так, ТЕС, що працюють на кам'яному вугіллі, на 1 млн. квт-г вироблюваної електроенергії викидають в атмосферу: 15 т сірчастого газу, 10 т золи й 3 т оксидів азоту.

ГІДРОСТАТИКА

Розділ гідравліки, присвячений вивченню спокою і рівноваги рідин і газів, називають **гідростатикою**. У разі спокою рідини сили внутрішнього тертя відсутні і отже, будучи в рівновазі, маса реальної рідини знаходиться в умовах, близьких до ідеальної рідини.

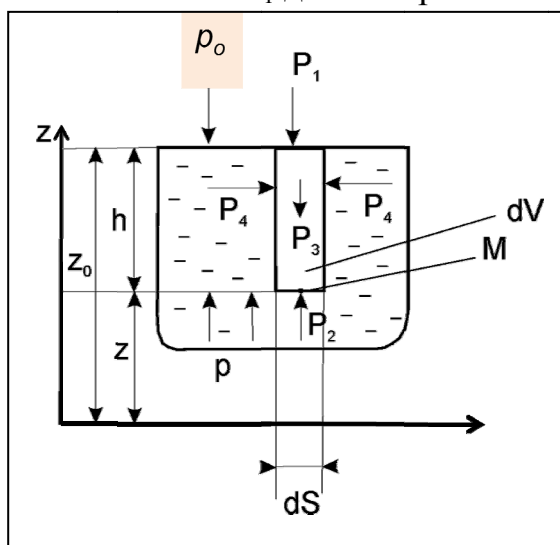
ОСНОВНЕ РІВНЯННЯ ГІДРОСТАТИКИ

Розглянемо випадок рівноваги рідини, коли на неї діє лише одна масова сила — сила тяжіння, і отримаємо рівняння, що дозволяє знаходити гідростатичний тиск у будь-якій точці об'єкта, що розглядається.

Нехай рідина знаходиться в посудині і на її вільну поверхню діє тиск p_0 (рис. 1.2), Знайдемо гідростатичний тиск p у довільно взятій точці M , розташованій на глибині h . Виділимо біля точки M елементарний майданчик dS і побудуємо на ній прямий циліндричний об'єм dV висотою h . Розглянемо умови рівноваги зазначеного об'єму dV . Тиск p рідини на нижню основу циліндра відбуде зовнішнім і спрямований нагору.

Розглянемо сили, які діють елементарний обсяг dV .

Сила P_1 діє на верхній майданчик прямого циліндра:



$$P_1 = p_0 dS$$

Сила P_2 діє нижній майданчик циліндра

$$P_2 = p dS$$

Сила тяжіння P_3 об'єму dV :

$$P_3 = dm g = \rho dV g$$

де: dm - маса елементарного об'єму dV ;
 $dm = \rho dV$;

g - прискорення вільного падіння, m/c^2 ;

ρ – густина рідини, kg/m^3 .

Рис.1.2–Сили, що діють у рідині

Елементарний обсяг:

$$dm = \rho dV$$

З наведених виразів отримаємо:

$$P_3 = \rho dS h g$$

Проекція на вісь z горизонтальних сил P_4 , що діють нормально бічним поверхням об'єму, що розглядається, дорівнює нулю:

$$\sum P_4 = 0$$

Умова рівноваги циліндра:

$$\text{Підставляємо : } \begin{aligned} -P_1 + P_2 - P_3 &= 0 \\ -p_0 dS + p dS - \rho g h dS &= 0 \end{aligned}$$

або: $p = p_0 \pm \rho g h$ - основне рівняння гідростатики

Отримане рівняння називають **основним рівнянням гідростатики**. Воно дозволяє розраховувати тиск у будь-якій точці рідини, що покоїться. Величина p_0 в цьому рівнянні є однаковою у всіх точках об'єму рідини.

Звідси випливає **закон Паскаля**: тиск, прикладений до зовнішньої поверхні рідини, передається всім точкам цієї рідини і в усіх напрямках однаково.

Тобто, якщо змінити тиск в будь-якій точці рідини на деяку величину, в будь-якій іншій точці тиск зміниться на таку ж саму величину.

На використанні закону Паскаля засновано роботу таких гідростатичних машин, як гідравлічний прес. Схему гідравлічного преса показано рис.1.3 . Якщо прикласти відносно невелику силу P_1 до поршня 1, який рухається в циліндрі меншого діаметра d_1 , і створити тиск p під поршнем, то згідно із законом Паскаля такий тиск p діятиме на поршень 2 в циліндрі великого діаметра d_2 . При цьому сила тиску на поршень 1:

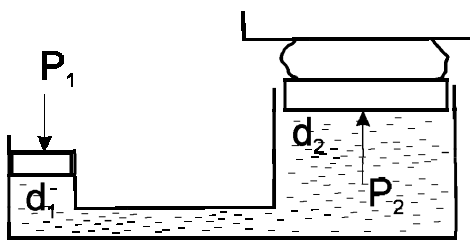


Рис.1.3–Схема гідравлічного пресу

Сила $P_1 = pS_1$ впливу тиску на поршень 2:

$$P_2 = pS_2$$

де S_2 – площа поршня 2.

Співвідношення сил:

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{S_2}{S_1} = \frac{d_2^2}{d_1^2}$$

Прийmemo $d_2 = 5d_1$, тоді сила P_2 буде в 25 разів більша за силу P_1 . Таким чином, за допомогою порівняно невеликих зусиль, створюваних у гідравлічному пресі, здійснюється пресування матеріалу 3, поміщеного між поршнем 2 та нерухомою плитою 4.

Сполучені посудини. Основне рівняння гідростатики дозволяє з'ясувати умови рівноваги рідини в сполучених посудинах.

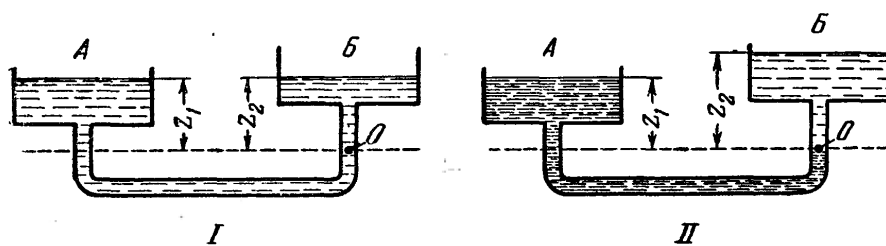


Рис.1.4 – Сполучені посудини, заповнені рідиною: I – однієї питомої ваги; II – різної питомої ваги.

У відкритих сполучених посудинах однорідна рідина, що заповнює їх, розташовується на однаковому рівні.

ТИСК РІДИНИ НА ДНО ТА СТІНКИ ЄМНОСТІ

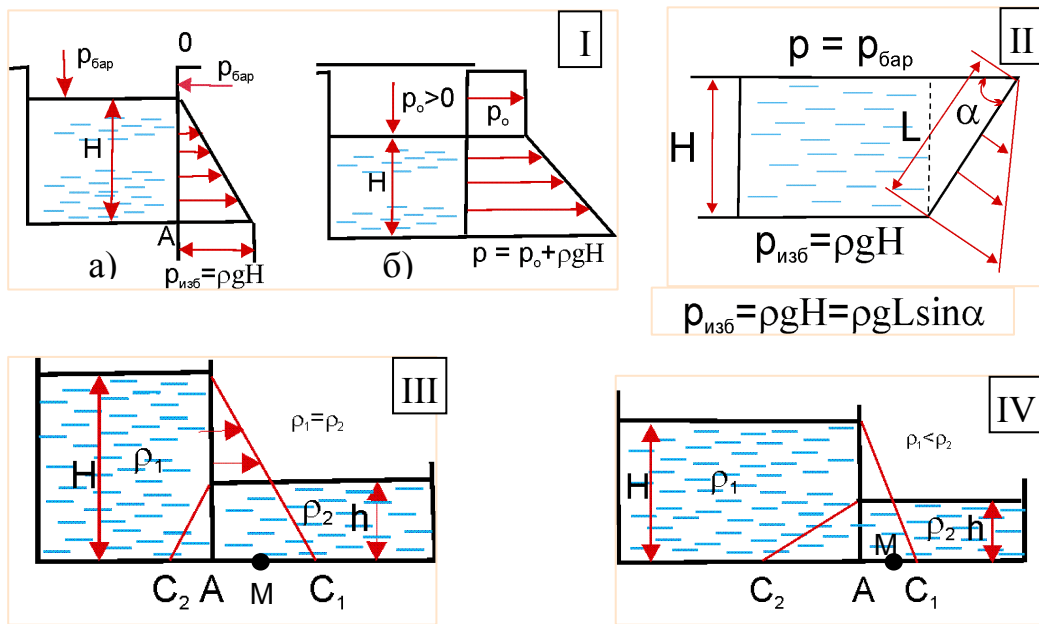
При вирішенні практичних завдань необхідно знати сили, що діють на стінки апаратів, засувки і т.д. Для цього потрібно побудувати епюри гідростатичного тиску, які є графічним зображенням розподілу гідростатичного тиску на поверхні ємності, заповненої рідиною або занурюваної в рідину. Ці епюри будують відповідно до основного рівняння гідростатики.

I. Розглянемо випадок побудови **епюри гідростатичного тиску, що діє вертикальну плоску стінку** OA на глибині H (рис.1.5, Ia). За початок координат приймемо точку перетину рівня поверхні рідини зі стінкою OA. По горизонтальній осі, що збігається з напрямком гідростатичного тиску, відкладемо в обраному нами масштабі надлишкові гідростатичні тиски, що визначаються залежністю $p = \rho gh$, а по вертикальній осі - відповідні глибини рідини h. Першу точку візьмемо біля поверхні рідини, де $h = 0$ і $p_0 = p_{\text{бар}}$ де $p_{\text{бар}}$ – барометричний тиск. Оскільки зі зворотного боку стінки діє також барометричний тиск $p_{\text{бар}}$, то результуючий (надлишковий) тиск тут дорівнює 0. Другу точку візьмемо біля дна, де тиск $p_{\text{надл}} = \rho gH$.

Отримані точки з'єднаємо прямою лінією. В результаті отримаємо епюру надлишкового гідростатичного тиску на вертикальну плоску стінку у вигляді трикутника.

Аналогічним шляхом можна побудувати епюри надлишкового тиску будь-яку стінку.

Якщо в закритій посудині тиск p_0 більший за барометричний, то епюра матиме вигляд, показаний на рисунку 1.5, Ib.



$$p_A = AC_1 - AC_2 = \rho gh - \rho gH = \rho g(H-h) \quad p_A = AC_2 - AC_1 = \rho_2 gh - \rho_1 gH = g(\rho_2 h - \rho_1 H)$$

Рис.1.5.— Епюри гідростатичного тиску: I – при тиску над вільною поверхнею в ємності (а – барометричному, б – більше барометричного); II – при тиску на нахилену стінку; на плоску вертикальну перегородку яка розділяє ємності з різним рівнем рідини в них: з рівною густиною (III) та різних значеннях густини (IV).

Епюра гідростатичного тиску на похилу стінку ємності зображено на рис 1.5, II. Для неї виконуються умови:

$$p = \rho gH = \rho gL \sin \alpha$$

$$p = p_{\text{надл}} + \rho gH$$

Епюра гідростатичного тиску на плоску вертикальну перегородку, що розділяє резервуари з однаковою рідиною, але з її різними рівнями, показана на рис. 1.5, а. Для неї виконуються умови:

$$\rho_1 = \rho_2 = \rho \quad AC_1 = \rho gh \quad AC_2 = \rho gH \quad AM = \rho g(H-h)$$

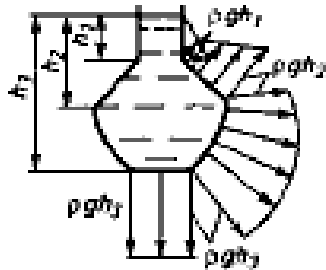
Якщо рідини з різних боків від перегородки мають різну густину, епюра змінюється як це показано на рис.1.5, IV. При $\rho_1 < \rho_2$ виконуються співвідношення:

$$AC_1 = \rho_1 gH \quad AC_2 = \rho_2 gh \quad AM = g(\rho_2 h - \rho_1 H)$$

Чим більша густина ρ_2 , тим більше пологою стає епюра.

Епюра гідростатичного тиску для ємності довільної форми представлена на рис. 2.5.

Сила гідростатичного тиску P , що діє на плоску фігуру будь-якої форми, дорівнює площі цієї фігури S , помноженої на гідростатичний тиск p_c в центрі тяжіння цієї фігури:



$$P = p_c S = (p_o + \rho g h_c) S$$

де: h_c відстань від поверхні до центру тяжіння фігури.

Розглянемо циліндричний посуд, заповнений рідиною. Тиск на дно циліндра

$$p = \frac{G}{S}$$

де: S – площа основи циліндру, G – вага рідини в циліндрі.

$$G = mg$$

де: m – маса рідини в циліндрі.

$$m = \rho V = \rho S h$$

де: ρ – густина, V – об'єм, h – висота рідини в циліндрі.

Якщо рідина знаходиться в ємності, то гідростатичний тиск на окремі частини горизонтального дна однаковий. При цьому тиск на дно ємності не залежить від форми або кута нахилу бокових стінок. Тиск на бокові стінки збільшується разом зі збільшенням глибини. Враховуючи наведені формули, отримаємо:

$$p = \frac{\rho S h g}{S} = \rho h g$$

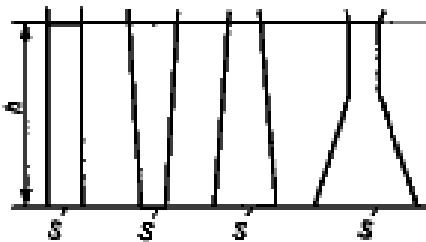


Рис. 1.6 – Схема досліду Паскаля (площі основ S посудин однакові)

З виразу видно, що тиск на основу циліндра залежить не від площі основи, а лише від рівня води в посудині.

Це підтверджується одним із дослідів Паскаля (рис. 1.6). Тиск на дно судин,

зображених рисунку 2.5, однаковий, якщо виконується умова $h = \text{const}$.

Рівність тисків на дно цих судин впливає із основного рівняння гідростатики.

Здавалося б, якщо площі дна посудин однакові, то води у другій посудині буде більше, ніж у першій. Від цього і тиск на його днище має бути більшим. Однак тиск на днище залишається однаковим, тому що у другій посудині

бічні стінки сприймають вагу зайвої води. У третій посудині, навпаки, бічні стінки додають до ваги води сили реакції. У четвертій посудині підсумовуються обидва ці явища.

Сумарну силу гідростатичного тиску та центр її застосування можна визначити графічно.

Сумарна сила P , що діє стінку, чисельно дорівнює обсягу епюри V , і лінія дії сили P проходить через центр тяжкості цієї епюри.

ГІДРОДИНАМІКА

Переміщення рідин і газів за закритими трубопроводами або каналам відбувається під дією тиску, створюваного різницею рівнів рідини або роботою насосів. Рух рідин і газів характеризується низкою факторів, з розгляду яких і почнемо вивчення законів руху рідин.

Швидкість протікання і витрата рідини. Розглянемо рух рідини по трубі постійного перетину за умови, що рідина заповнює весь простір у середині труби.

Обсяг рідини, що протікає через будь-який поперечний переріз труби в одиницю часу, називають витрати рідини (m^3/c , л/с або cm^3/c).

У різних точках поперечного перерізу потоку швидкість частинок рідини неоднакова. Максимальна швидкість спостерігається по осі трубопроводу; чим ближче до стінок, тим меншою стає швидкість частинок рідини, і у самих стін швидкість їх внаслідок дії розвиненої внутрішньої поверхні стінки труби дорівнює нулю.

Однак можна припустити, що частинки рідини мають однакову швидкість по всьому перетину потоку; таку умовну швидкість називають середньою швидкістю; її можна знайти як частку від ділення обсягу рідини, що проходить в одиницю часу, на площу поперечного перерізу трубопроводу або каналу.

Позначимо:

$V_{сек.}$ - витрата рідини в $m^3 / сек$ \

f - площа поперечного перерізу трубопроводу в m^2 ;

ω - середня швидкість протікання рідини в $m / сек$.

Між цими трьома величинами є такі залежності:

$$V_{сек.} = \omega f \quad m^3/сек \qquad f = \frac{V_{сек.}}{\omega} \quad m^2$$

$$\omega = \frac{V_{сек.}}{f} \quad m/сек$$

Витрата рідини G , виражена в кгс/с, дорівнює:

$$G = \omega f \eta \text{ кгс/сек}$$

В'язкість. Рух рідини істотно залежить від її в'язкості, т. Е. Від внутрішнього тертя, яке проявляється при наявності відносного руху сусідніх шарів рідини і залежить від сил зчеплення між окремими молекулами.

Згідно із законом Ньютона сила внутрішнього тертя, тобто, сила, що виявляється при переміщенні одного шару рідини щодо іншого, прямо пропорційна відносній швидкості переміщення і величині поверхні зіткнення цих шарів. Вона залежить від властивостей рідини і не залежить від тиску.

позначимо: k – сила внутрішнього тертя; F – поверхня дотику шарів рідини; ω – швидкість переміщення рідини; n – відстань між шарами рухомої рідини.

Тоді закон Ньютона виразиться рівнянням:

$$k = \mu F \frac{d\omega}{dn}$$

де μ - коефіцієнт пропорційності, що залежить від властивостей рідини та званий коефіцієнтом в'язкості або просто в'язкістю; $d\omega/dn$ – приріст (похідна) швидкості, що припадає на одиницю довжини відстані між двома шарами.

Ця похідна називається «градієнтом швидкості» по нормалі.

З рівняння закону Ньютона знаходимо:

$$\mu = \frac{k}{F} \frac{dn}{d\omega}$$

За умов:

$$F = 1 \text{ см}^2; \quad n = 1 \text{ см}; \quad \omega = 1 \text{ см/сек}$$

Знаходимо:

$$\mu = k$$

тобто, отримаємо значення абсолютної в'язкості, вираженої в дн·с /см². Згідно з останнім рівнянням, абсолютною одиницею динамічної в'язкості називають в'язкість такої рідини, в якій сила в 1 дн переміщує шари рідини з поверхнею в 1 см² кожний, що знаходяться на відстані 1см один від одного, зі швидкістю 1 см/сек. Абсолютну одиницю динамічної в'язкості називають пуаз.

$$1 \text{ пуаз} = \left[\frac{\text{дн} \cdot \text{сек}}{\text{см}^2} \right] = \left[\frac{\text{г} \cdot \text{см}}{\text{сек}^2} \cdot \frac{\text{сек}}{\text{см}^2} \right] = \left[\frac{\text{г}}{\text{см} \cdot \text{сек}} \right]$$

Зворотну в'язкості величину називають текучістю.

Відношення абсолютної в'язкості до густини рідини називають кінематичним коефіцієнтом в'язкості або просто кінематичною в'язкістю:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu g}{\gamma} \text{ м}^2/\text{сек}$$

Одиницею кінематичної в'язкості є стокс (ст), що дорівнює 1 см / 1 сек або 100 сантістокс (ССТ).

В'язкість можна розглядати як функцію тертя молекул одна об одну, вона залежить від їх будови і просторового розташування. Тому зміна температури рідини істотно впливає на величину в'язкості.

В'язкість крапельних рідин сильно зменшується з підвищенням температури і тим швидше, чим вище величина в'язкості; в'язкість газів, навпаки, зі зростанням температури збільшується.

Для крапельно-рідких тіл залежність в'язкості від температури не вдається висловити однією загальною формулою. Існує ряд емпіричних формул, знайдених дослідниками, стосовно до великої кількості рідин.

РЕЖИМ РУХУ РІДИНИ

При досить повільному русі рідини в прямолінійній напрямку шляху окремих її частинок є паралельні прямі, що утворюють на поворотах правильну систему кривих.

Такий рух, коли частинки рідини рухаються прямолінійно і паралельно один одному, в гідродинаміці називається струминним або ламінарним.

Навпаки, при великих швидкостях окремі частинки рідини, навіть в разі прямолінійного напрямку руху, будуть рухатися безладно, по заплутаних кривих в різних напрямках, причому ці шляхи будуть постійно змінюватися. Такий рух називається вихровим або турбулентним.

У разі ламінарного руху, коли окремі частинки рухаються паралельно один одному по прямому трубопроводу, швидкість виявляється найбільшою по осі трубопроводу і зменшується до країв спочатку повільно, а потім швидше, поки не стане рівною нулю у самій стінки. Розподіл швидкостей по діаметру трубопроводу відбувається за законом параболи; середня швидкість руху дорівнює половині максимальної.

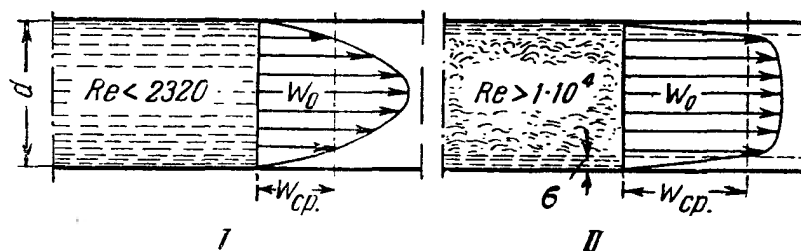


Рис.1.7. – Розподілення швидкостей у разі ламінарного (I) та турбулентного (II) руху в трубі

При збільшенні швидкості впорядкованість руху порушується і виникає турбулентний рух; швидкість окремих частинок стає непостійною і коливається як за величиною, так і за направленням близько деякої середньої величини. Середня швидкість паралельна осі трубопроводу.

Розподіл середніх швидкостей по діаметру d трубопроводу в разі турбулентного руху виражається деякою кривою, подібною з параболою, але тільки з більш широкою вершиною. Поблизу стінок залишається прикордонний шар σ , де відбувається приблизно прямолінійне зменшення швидкості до нуля. В цьому шарі рідина рухається ламінарно.

Таким чином, турбулентний рух не існує в чистому вигляді, а завжди супроводжується ламінарним.

Точно так само і при ламінарному русі є вихроутворення, тобто елементарні частинки рідини, рухаючись поступально, деформуються і обертаються, хоча їх результуюча швидкість спрямована паралельно осі потоку.

Описаний вище розподіл швидкостей по перетину труби відноситься до гідродинамічно стабілізованого руху, яке встановлюється на деякій відстані від входу рідини в трубу.

Рейнольдс наочно показав існування різних режимів руху рідини наступним дослідом. З напірного бака через круглу скляну трубу випускалася вода; кількість води, що протікає регулювалося за допомогою крана. Для того щоб спостерігати характер руху рідини, в трубу 2 через вставлену трубку 1 вводилася підфарбована вода з бачка.

У певних умовах струмок підфарбованої води витягується в трубі 2 в тонку нитку і рухалася, не змішуючись з основною масою рідини. Це показувало, що рух рідини в трубі відбувається паралельними шарами без змішування (ламінарний рух). Зі зменшенням в'язкості рідини або збільшенням її швидкості і діаметра труби підфарбована цівка розмивалася і змішувалася з основною масою рідини, тобто ламінарний рух переходив у турбулентний.

Режим руху рідини може бути встановлений за значенням безрозмірної залежності між швидкістю руху рідини ω м/с, діаметром труби d м, густиною рідини ρ кг/м³ і її в'язкістю μ кгс/м².

Критерій Рейнольдса:

$$Re = \frac{wd\rho}{\mu} = \frac{wd}{\nu}$$

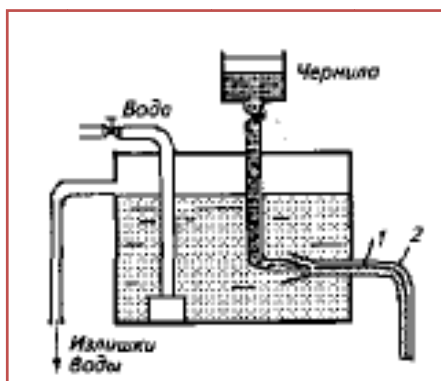


Схема експерименту Рейнольдса :

Усталений рух:

$$w_x = f(x, y, z); \partial w / \partial \tau = 0.$$

Не усталений рух:

$$w_x = f(x, y, z, \tau); \partial w / \partial \tau \neq 0.$$

Режими руху рідин:

$$\langle 2320 \leq Re \leq 10000 \rangle$$

ламінарний перехідний турбулентний

Стан руху, при якому ламінарний потік змінюється турбулентним, називається критичним і значення критерію (2320), відповідне цього стану, також називається критичним.

Діаметр труб і каналів нециліндричного перетину виражають через так званий гідравлічний радіус, під яким розуміють відношення площі вільного перерізу трубопроводу або каналу, заповненого середовищем, що протікає, до його змоченого периметру.

$$R_2 = \frac{S}{\Pi}$$

S – площа перерізу потоку,

\(\Pi\) – змочений периметр

Змоченим периметром \(\Pi\) називають лінію контакту (дотику) живого перерізу потоку рідини зі стінками, вздовж яких рухається потік.

Для круглої труби:
$$R_2 = \frac{\pi d^2}{4\pi d} = \frac{d}{4}$$

Для відкритого каналу:

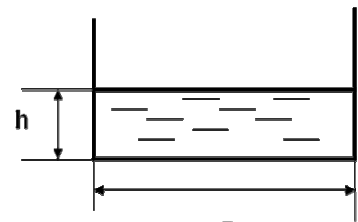
$$R_2 = \frac{Bh}{(2h+B)}$$

Для закритого каналу:

$$R_2 = \frac{Bh}{(2h+2B)} = \frac{Bh}{2(h+B)}$$

Еквівалентний діаметр:

$$d_{\text{екв}} = 4R_2$$



РІВНЯННЯ БЕРНУЛІ ДЛЯ ІДЕАЛЬНОЇ РІДИНИ

$$z + \frac{p}{\rho g} + \frac{w^2}{2g} = \text{const}$$

Для двох перерізів сталого потоку ідеальної рідини можна записати:

$$z_1 + \frac{p_1}{\rho g} + \frac{w_1^2}{2g} = z_2 + \frac{p_2}{\rho g} + \frac{w_2^2}{2g}$$

Це рівняння Бернуллі для ідеальної рідини

Розглянемо геометричне значення рівняння Бернуллі (рис. 1.6).

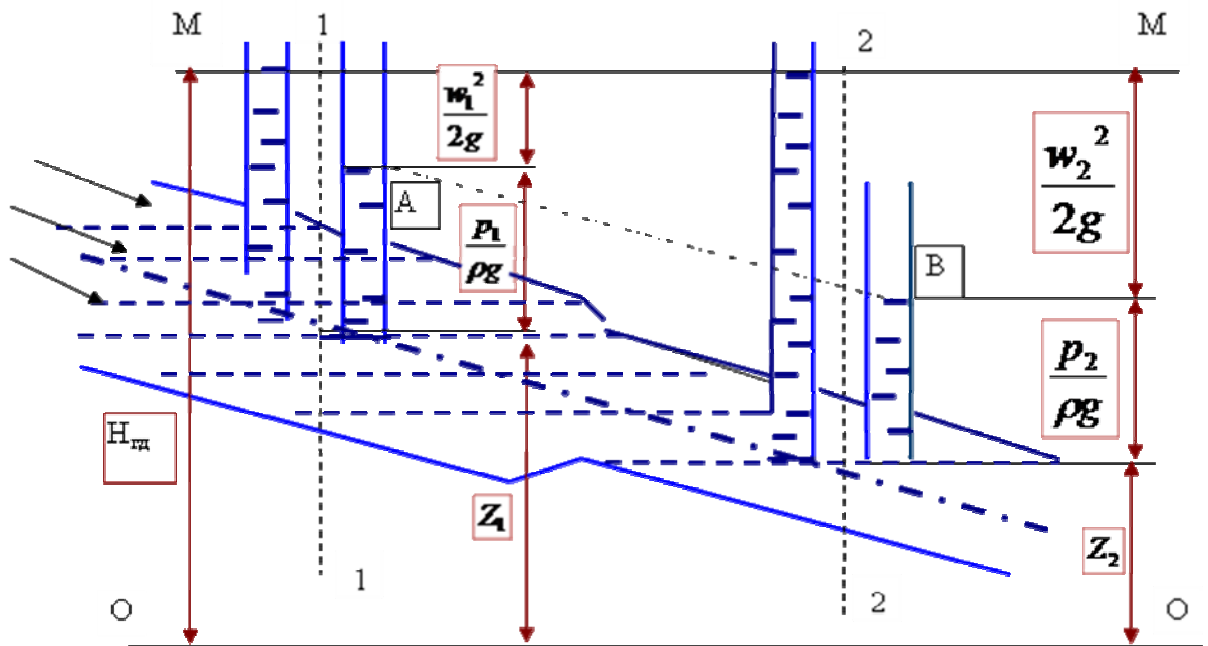


Рис.1.6 – Геометрична інтерпретація рівняння Бернуллі

З рівняння видно, що кожен із його членів має розмірність довжини. Величина z являє собою геометричну висоту центру тяжіння перерізу елементарного струменя, що розглядається, над площиною порівняння. Вона називається геометричною висотою чи геометричним напором.

Другий доданок $-\frac{p}{\rho g}$ – являє собою висоту, яку показує п'єзометр. Ця висота характеризує питому потенційну енергію тиску в центрі тяжіння перерізу і називається п'єзометричною висотою або п'єзометричним напором.

З теоретичної механіки відомо, що вираз $\frac{w^2}{2g}$ визначає висоту, з якої має впасти тіло, щоб наприкінці падіння його швидкість дорівнювала w .

У гідравліці вираз $\frac{w^2}{2g}$ називається швидкісним або динамічним напором. Він також має розмірність довжини.

Відповідно до рівняння (4.6) сума трьох висот по всій довжині елементарного струменю постійна, тому вершини всіх трьох відрізків для будь-якого перерізу розташуються на однакових відстанях від площини порівняння 0-0 або в одній горизонтальній площині М-М на висоті $H_{гд}$ від площини порівняння.

Площина М-М називається напірною площиною, лінія ММ – напірною лінією. Лінія АВ, що з'єднує рівні у п'єзометрах, називається п'єзометричною лінією.

Величину $H_{гд}$ називають гідродинамічним напором.

Рівняння Бернуллі — окремий випадок закону збереження енергії.

Геометрична висота z є питомою потенційною енергією положення, висота $\frac{p}{\rho g}$ – питомою потенційною енергією тиску. Швидкісний напір $\frac{w^2}{2g}$ дорівнює кінетичній енергії одиниці ваги рідини.

Це доводиться в такий спосіб. Кінетична енергія тіла масою m дорівнює $mw^2/2$; при вазі $G=1$ маємо $m=1/g$. Тоді

$$mw^2/2 = w^2/2g$$

Таким чином, відповідно до рівняння Бернуллі при встановленому русі ідеальної рідини сума потенційної і кінетичної енергії для будь-якого перерізу струменю залишається величиною постійною по всій її довжині.

РІВНЯННЯ БЕРНУЛЛІ ДЛЯ РЕАЛЬНОЇ РІДИНИ

При русі реальних рідин починають діяти сили внутрішнього тертя в потоці рідини і сили тертя об стінки труби. На подолання гідравлічних опорів витрачається частина енергії потоку. Тому сумарна енергія потоку по довжині трубопроводу зменшуватиметься внаслідок переходу потенційної енергії у втрачену енергію, що розсіюється в навколишнє середовище.

Втрачена енергія враховується величиною постійного гідродинамічного напору h_b . Тому для реальної рідини рівняння Бернуллі набуває наступного вигляду:

$$\frac{w^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} + Z + h_b = const$$

де: h_b – втрата напору, м

Для горизонтального трубопроводу при сталому русі $Z = const$, тому може бути виключене, а рівняння приймає вигляд:

$$\frac{w^2}{2g} + \frac{p}{\rho g} + h_n = const$$

$$H = \frac{w^2}{2g} + h_n$$

- Гідравлічний напір для похилого трубопроводу

ВИТІКАННЯ РІДИН

На практиці часто доводиться обчислювати витрати (кількість рідини, що витікає) для трубопроводу або судини. Такі завдання вирішуються також з допомогою рівняння Бернуллі.

Витікання через отвір у дні посудини при постійному рівні рідини в посудині. В цьому випадку (рис. 4.2) сила напору γH витрачається на створення швидкості закінчення $i > 0$ рідини та подолання опору в отворі. Якщо цей опір відсутній, тобто відбувається витікання ідеальної рідини, то згідно з рівнянням Бернуллі весь статичний напір в отворі переходить у швидкісний.

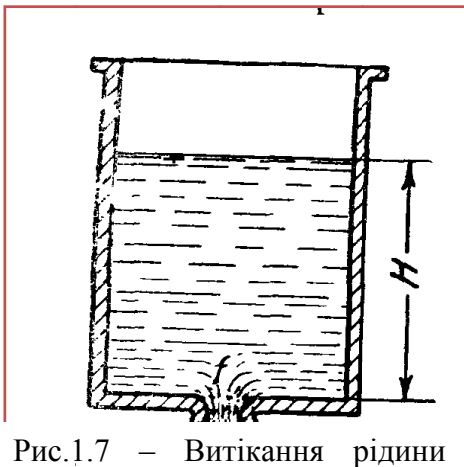


Рис.1.7 – Витікання рідини через отвір в днищі судини при постійному рівні рідини

$$H = \frac{w_0^2}{2g}$$

або:

$$w_0 = \sqrt{2gH}$$

З останнього рівняння видно, що швидкість витікання w_0 рідини дорівнює швидкості падіння тіл з висоти H .

Об'єм ідеальної рідини, що витікає з посудини за 1с:

$$V_{сек} = f w_0 \quad \text{м}^3/\text{сек}$$

Практично, однак, кількість рідини, що витікає, менше обчисленого за цією формулою внаслідок стиснення струменя рідини в отворі (тобто зменшення її перерізу) і тертя реальної рідини в отворі, через яке вона витікає.

Струмінь, що витікає з отвору, піддається на виході з посудини стисненню поперечного перерізу. Відношення площі поперечного перерізу струменя f_c до площі перерізу отвору f , що характеризує ступінь стиснення, називають коефіцієнтом стиснення струменя ϵ :

$$\varepsilon = \frac{f_c}{f}$$

Вплив сил тертя реальної рідини враховується коефіцієнтом швидкості φ , який у загальному випадку визначається рівністю:

$$\varphi = \frac{1}{\sqrt{1 + \xi}}$$

де: ξ – коефіцієнт опору

З урахуванням стиснення струменя та сил тертя витрата рідини при закінченні визначається з виразу:

$$V_{сек} = \varphi \varepsilon f \sqrt{2gH}$$

$\mu = \varepsilon \varphi$ - коефіцієнт витрати

$$V_{сек} = \mu f \sqrt{2gH}$$

де: μ – коефіцієнт витрати

Для більшості випадків витікання води та повітря з круглих отворів можна приймати $\mu = 0,62-0,63$. Для інших рідин та газів величину μ потрібно приймати в залежності від значення критерію Рейнольдса:

При	$Re < 25$	$\mu_o = Re/25$
	$25 < Re < 300$	$\mu_o = \frac{Re}{1,5 + 1,4Re}$
	$300 < Re < 10000$	$\mu_o = 0,592 + \frac{0,27}{Re^{1/4}}$
	$Re > 10000$	$\mu_o = 0,592 = \frac{5,5}{\sqrt{Re}}$

Витікання рідини через боковий отвір судини при постійному рівні

Якщо рідина витікає через отвір круглого перерізу радіуса r , причому центр отвору знаходиться під рідиною на глибині x_o (рис.4.3), то для горизонтального шару заввишки dx , що лежить на глибині x , витрату можна обчислити за формулою:

$$dV_{сек} = \mu \sqrt{2gx} \cdot 2y dx$$

Виражаючи величини x і y через тригонометричні функції, що відповідають півхорді у кута β , і інтегруючи одержане рівняння, отримаємо для даного випадку аналогічне рівняння витрати:

$$V_{сек} = \mu f \sqrt{2gH}$$

де f – площа перерізу отвору в m^2 ;

H – відстань від осі отвору до поверхні рідини в посудині в м.

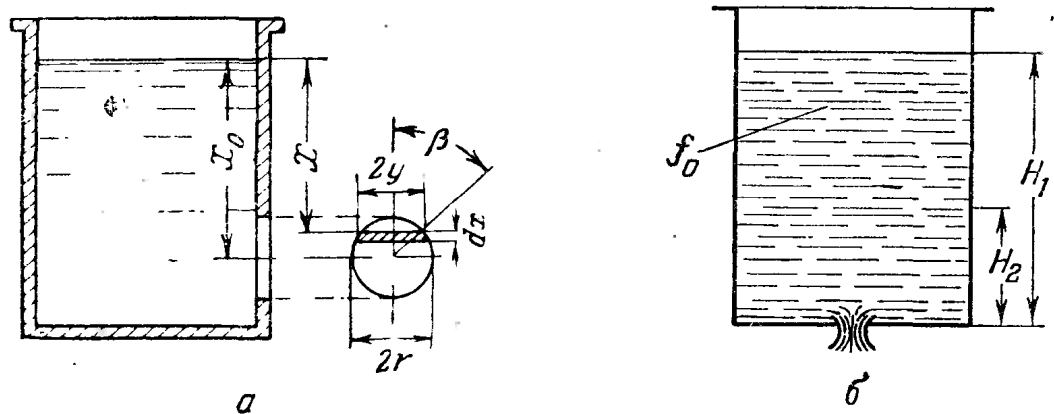


Рис.1.8 – Витікання рідини з судини: а – через отвір в бічній стінці; б – через отвір в днищі.

Витікання при змінному рівні рідини в посудині

Швидкість витікання при постійному напорі H . Очевидно, що при мінливому натиску рідини буде змінюватися і швидкість її витікання. Практичний інтерес представляє визначення часу витікання рідини з резервуара за відсутності припливу до нього, тобто визначення часу випорожнення резервуара через отвір заданого перерізу.

За нескінченно малий проміжок часу з резервуара витікає кількість рідини:

$$- f_0 dH = \mu f w_0 d\tau$$

f_0 – площа поперечного перерізу судини, тоді:

$$d\tau = \frac{- f_0 dH}{\mu f w_0}$$

Але швидкість витікання в будь-який момент часу:

$$w_0 = \sqrt{2gH}$$

H – висота напору

Підставимо значення w_0 у вираз для $d\tau$:

$$d\tau = \frac{- f_0 dH}{\mu f \sqrt{2gH}}$$

А час витікання всієї рідини до рівня отвору дорівнює:

$$\tau = \frac{2 f_0 \sqrt{H_1}}{\mu f \sqrt{2g}}$$

Якщо витікає тільки частина рідини:

$$\tau = \frac{2 f_o}{\mu f \sqrt{2 g}} (\sqrt{H_1} - \sqrt{H_2})$$

Тема 1.2. КЛАСИФІКАЦІЯ, ОБЛАСТІ ВИКОРИСТАННЯ ТА ОСНОВНІ І ОСНОВНІ ХАРАКТЕРИСТИКИ ГІДРАВЛІЧНИХ МАШИН.

Гідравлічні машини – пристрої, що перетворюють механічну енергію руху робочих органів на енергію руху рідини чи навпаки.



До гідравлічних машин відносять: насоси, гідравлічні двигуни та їх комбінації, які називаються гідравлічними передачами.

Насоси – пристрої, що передають рідині енергію механічного руху робочих органів.

Гідравлічні двигуни виконують зворотну функцію: вони перетворюють енергію рідини на механічну (кінетичну) енергію руху робочих органів двигуна.

Гідравлічні передачі перетворюють один вид механічного руху на інший з використанням проміжного його перетворення в гідравлічних машинах. Розрізняють такі види гідравлічних передач: гідромуфти та гідротрансформатори.

Насоси поділяють на два основні класи: динамічні та об'ємні.

Динамічними називають **насоси**, у яких енергія руху робочих органів передається рідині шляхом дії гідродинамічних сил на незамкнутий її обсяг. Вони поділяються на лопаткові (лопатеві), вихреві, струменеві.

Об'ємними називають **насоси**, в яких енергія передається рідині шляхом періодичної зміни розмірів замкнутого об'єму при поперемінному об'єднанні з входом і виходом насоса. Клас об'ємних насосів включає поршневі та роторні насоси.

Гідромурфи призначені для приводу пристроїв, що мають велику масу (наприклад, тепловози), а також для запобігання поломкам електроприводу у випадку, коли робочий орган машини зустрічає перешкоду.

ПЕРЕМІЩЕННЯ РІДИН

Переміщення рідин здійснюється трубопроводами; при цьому рушійна сила визначається різницею тисків у початковому та кінцевому пунктах трубопроводу.

З вищого рівня до нижчого рідина переміщається самостійно (самопливом): різниця рівнів рідини має бути достатньою для досягнення заданої швидкості та подолання всіх опорів.

У тих випадках, коли рідину необхідно переміщувати з нижчого рівня на вищий або по горизонталі, застосовують насоси - гідравлічні машини, які передають рідині енергію та підвищують тиск.

ПОТУЖНІСТЬ НАСОСІВ ТА КОЕФІЦІЄНТ КОРИСНОЇ ДІЇ

Робота, яку виконує насос простої дії за одне обертання валу:

$$T = p f S$$

$$p = H \gamma - \text{тиск на поршень насосу, кгс/м}^2$$

відповідно:
$$T = H \gamma f S$$

де: f - площа поршня, м^2 , S - хід поршня, м; γ - питома вага рідини, кгс/м^3 , H - напір, м

При n об/хв теоретично повна **внутрішня гідравлічна потужність насосу** складає:

$$N = \frac{H \gamma f S n}{102 * 60} \text{ кВт}$$

102 - множник для переведення кгсм в кВт

Для насоса простої дії:

$$f \cdot S \cdot n = \frac{Q}{60}$$

Q – теоретична потужність насосу, м³/год

Для всіх насосів:

$$N = \frac{QH\gamma}{3600 * 102} \text{ кВт}$$

Фактична потужність насосу менше теоретичної:

$$Q_e = \eta_o Q$$

Внаслідок гідравлічного опору в насосі за рахунок тертя та ударів фактична висота напору H_e завжди менше теоретичної:

$$H_e = \eta_g H$$

$$\eta_g = \frac{H_e}{H_e + h_{\text{п}}}$$

η_g - гідравлічний к.к.д.

$$N_e = \frac{N}{\eta_{\text{мех}}}$$

$$\eta = \eta_o \eta_g \eta_{\text{мех}}$$

$\eta_{\text{мех}}$ – механічний к.к.д

Дійсна потужність на валу насосу:

$$N_e = \frac{Q_e H_e \gamma}{3600 \cdot 102 \cdot \eta_o \eta_g \eta_{\text{мех}}} \text{ кВт}$$

Потужність електродвигуна для приводу насосу:

$$N_{\text{дв}} = \frac{N_e}{\eta_{\text{пер}}}$$

$\eta_{\text{пер}}$ - к.к.д передачі

Об'ємні насоси

Основним видом об'ємних насосів є насоси поршневі. У цих конструкціях рідина витісняється із замкнутого простору насоса, що рухається зворотно-поступально поршнем, плунжером або мембраною.

До об'ємних насосів відносяться також роторні, в яких рідина витісняється зубами шестерень, гвинтами, кулачками та висувними ковзними пластинами при їх обертанні.

Найбільше промислове значення мають **поршневі насоси**.

Основними частинами поршневих насосів є (рис. 1):

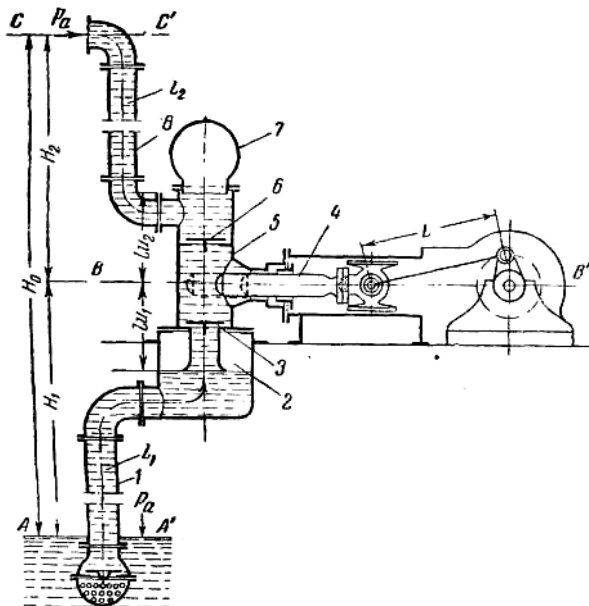
- циліндр або корпус насоса;
- поршень або плунжер, при зворотно-поступальному русі якого відбувається всмоктування рідини в циліндр та виштовхування її з циліндра в нагнітальний трубопровід;
- клапани, що періодично з'єднують простір циліндра з простором всмоктування та нагнітання.

За родом приводу розрізняють насоси приводні, що діють від електричного приводу, і парові, безпосередньо з'єднані з паровою машиною.

Відповідно до розташування поршня або плунжера розрізняють насоси вертикальні і горизонтальні.

Поршневі насоси діляться за способом дії: на прості або одинарні дії; подвійні або багаторазової дії; дифференціальні.

Насоси простої дії



1–всмоктуючий трубопровід; 2,7–повітряні ковпаки; 3–всмоктуючий клапан; 4 – плунжер; 5–циліндр (робоча камера); 6–нагнітальний клапан; 8 –нагнітальний трубопровід.

Рис.1.8 – Схема горизонтального поршневого насоса простої дії

У насосах простої або одинарної дії за один оберт валу або за два ходи поршня рідина один раз всмоктується в циліндр і один раз виштовхується з нього. В насосі простої дії (рис.1.8) при ході плунжера 4 вправо в робочій камері утворюється розріджений простір.

Рідина під дією атмосферного тиску піднімається по всмоктуючому трубопроводу 1, проходить через всмоктуючий клапан 3, що відкривається при цьому, і заповнює циліндр. При зворотному ході плунжера (вліво) всмоктуючий клапан тиском рідини закривається, а нагнітальний клапан 6 відкривається, і рідина витісняється в нагнітальний трубопровід 8.

На рис. 1.9 зображена схема вертикального насоса простої дії. Цей насос має два клапани та працює аналогічно горизонтальному насосу простої дії.

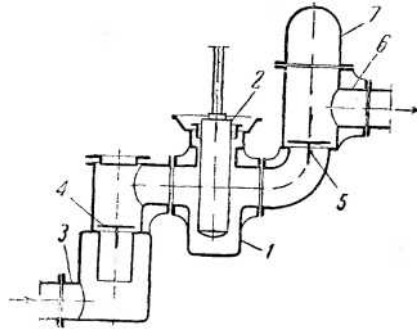


Рис.1.9 – Схема вертикального поршневого насоса простої дії: 1–циліндр; 2–плунжер; 3–всмоктуючий штуцер; 4–всмоктуючий клапан; 5–нагнітальний клапан; 6–нагнітальний штуцер; 7–повітряний ковпак.

Насоси подвійної дії

У насосах подвійної дії всмоктування та нагнітання відбувається при кожному ході поршня. Насоси подвійної дії можна розглядати як такі, що складаються з двох насосів простої дії. Вони мають чотири клапани та один плунжер.

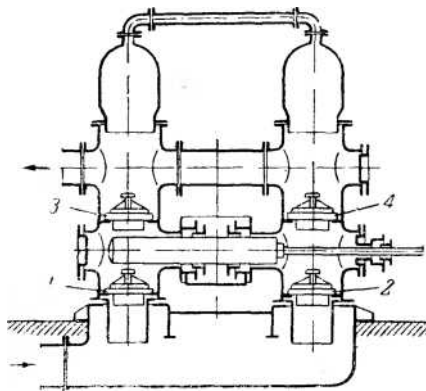


Рис. 1.10 – Схема насоса подвійної дії:

1,2-всмоктувальні клапани;
3,4-нагнітальні клапани.

У горизонтальному насосі подвійної дії (рис.1.10) при ході плунжера вправо рідина всмоктується в ліву частину циліндра через клапан 1 і одночасно через нагнітальний клапан 4 надходить з правої частини циліндра у напірний трубопровід; при зворотному ході плунжера, навпаки, у правій частині циліндра через клапан 2 відбувається всмоктування, а в лівій–нагнітання через відкритий нагнітальний клапан 3. Насоси подвійної дії є горизонтальні та вертикальні.

Диференційні насоси

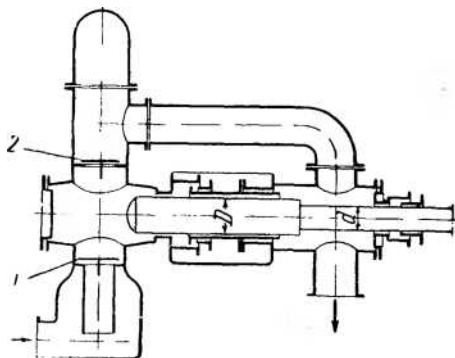


Рис.1.11 - Схема диференційного насоса: 1 - всмоктувальний клапан; 2- нагнітальний клапан

У насосах цього типу всмоктування рідини відбувається за один хід, а нагнітання - за два ходи плунжера або поршня. Диференціальні насоси також виготовляють горизонтальні та вертикальні. У насосі горизонтального типу (рис.1.11) під час руху плунжера вправо рідина всмоктується в ліву частину циліндра і виштовхується з правої. При зворотному ході плунжера (вліво) всмоктувальний клапан 1 закривається і рідина через нагнітальний клапан 2, що відкрився, виштовхується з лівої частини циліндра в праву. Оскільки обсяг правої частини

циліндра менше, ніж лівої на величину обсягу, що займає шток плунжера, то частина рідини виштовхується в нагнітальний трубопровід. Можна так підібрати перерізи плунжера та штока, що подача рідини при прямому та зворотному ходах плунжера буде, як і в насосах подвійної дії, однаковою. Від останніх диференціальний насос вигідно відрізняється меншою кількістю клапанів.

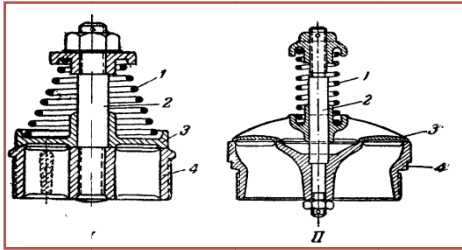


Рис.1.12 – Клапани: I - тарільчастий, II – одно кільцевий; 1 - пружина, 2-стрижень, 3 – тарілка (I) або кільце (II), 4 - сідло

Клапани виготовляють суцільними або порожнистими з бронзи, сталі, ебоніту та інших матеріалів. Для забруднених рідин застосовують відкидні клапани з великим перетином для проходу рідини.

У поршневих насосах найбільш поширені тарільчасті та кільцеві клапани (рис.1.12), які піднімаються з сідла під напором рідини, створюваним поршнем насоса, і опускаються під дією пружини або власної ваги (тарільчасті клапани з нижніми напрямними ребрами). суспензії, встановлюють кульові клапани, що легко обтічні (рис.1.13).

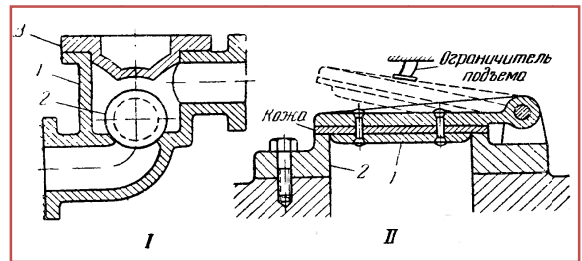


Рис.1.13 – Клапани: I – кульовий клапан: 1 – корпус, 2 – клапан, 3 – кришка, II - відкидний клапан: 1 – кришка,

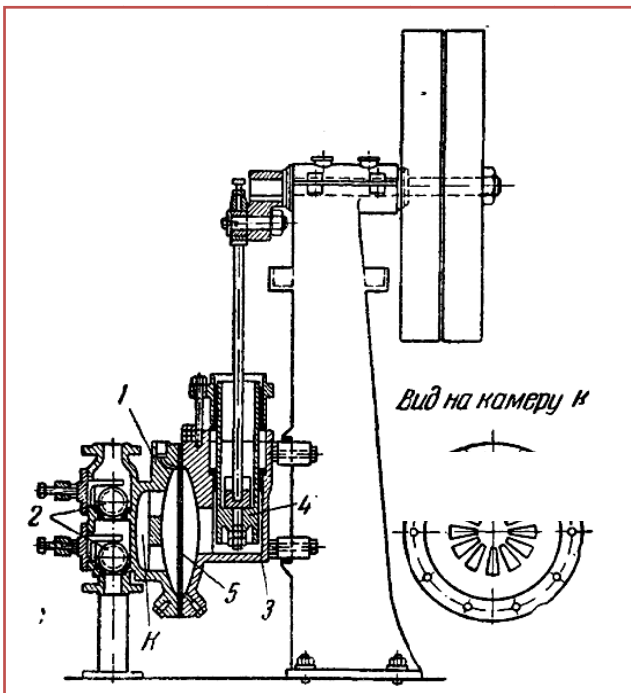


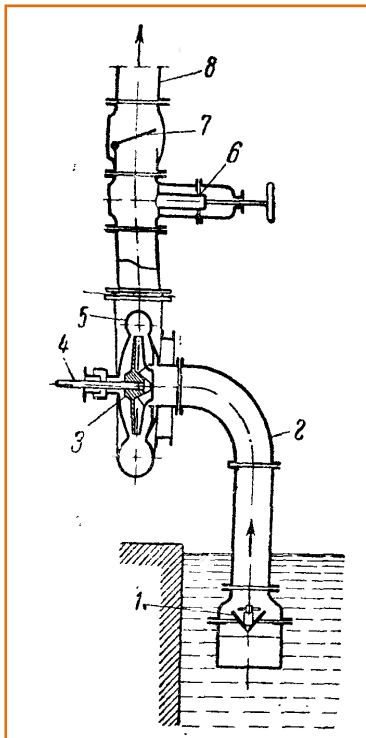
Рис.1.14 – Діафрагмовий насос: 1 – корпус, 2 – клапани, 3 – циліндр, 4 – плунжер, 5 – діафрагма (мембрана)

Діафрагмові насоси

Для перекачування кислих рідин і суспензій часто застосовують мембранні (діафрагмові насоси) (рис.1.14), в яких плунжер 4 відокремлений від рідини, що перекачується еластичною перегородкою – мембраною 5 з м'якої гуми або спеціальної сталі. При русі плунжера вгору діафрагма під дією різниці тисків по обидві сторони прогинається вправо і рідина всмоктується в насос через кульовий клапан 2. При русі плунжера вниз діафрагма прогинається вліво і рідина витісняється в напірний трубопровід. Всі частини насоса, що стикаються з рідиною, що перекачується - корпус,

клапанні коробки, кульові клапани, виготовляють з кислотостійких матеріалів або захищають кислотостійкими покриттями.

Відцентрові насоси



В одноступінчастому відцентровому насосі (рис.1.15) рідина з всмоктуючого трубопроводу 2 надходить вздовж осі робочого колеса 3 корпусу 5 насоса і, потрапляючи на лопатки вала 4, набуває обертального руху. Відцентрова сила відкидає рідину в канал змінного перерізу між корпусом і робочим колесом, в якому швидкість рідини зменшується до значення, що дорівнює швидкості в нагнітальному трубопроводі 8. При цьому, як випливає з рівняння Бернуллі, відбувається перетворення кінетичної енергії потоку рідини на статичний напір, що забезпечує підвищення

Рис.1.15 – Відцентровий насос: 1 - приймальний зворотний клапан, 2 – всмоктуючий трубопровід, 3 – робоче колесо, 4 – вал, 5 – корпус, 6 - засувка, 7 - зворотний клапан, 8 – нагнітальний трубопровід

тиску рідини. На вході в колесо створюється знижений тиск і рідина з приймальної ємності безперервно надходить в насос. Тиск, який розвивається відцентровим насосом, залежить від швидкості обертання робочого колеса.

Внаслідок значних зазорів між колесом і корпусом насоса розрідження, що виникає при обертанні колеса, недостатньо для підйому рідини по всмоктувальному трубопроводу, якщо він і корпус насоса не залиті рідиною. Тому перед пуском відцентровий насос заливають рідиною, що перекачується. Щоб рідина не виліталася з насоса з всмоктуючого трубопроводу при заливці насоса або при короткочасних зупинках його, на кінці труби, що всмоктує, зануреному в рідину, встановлюють зворотний клапан 1, з сіткою.

СТИСКАННЯ ТА ПЕРЕМІЩЕННЯ ГАЗІВ. КОМПРЕСОРИ

У виробничих процесах піддаються переробці значні кількості газів та їх сумішей при тиску, відмінному від атмосферного; крім того, гази використовуються також для допоміжних цілей (для передавлювання, перемішування та розпилення різних речовин). Всі ці процеси проводять при стисканні або розрідженні газів.

Стиснення або розрідження газу (зміна обсягу) супроводжується зміною його тиску та температури.

Співвідношення між об'ємом, тиском та температурою для ідеальних газів характеризується рівнянням стану

$$PV = GRT$$

де P -тиск газу в / кгс м²; V -обсяг газу в м³; G – вага газу в кгс;

R – універсальна газова стала в кг-см/кгс ° К;

T -абсолютна температура в °К.

Адіабатичний, ізотермічний та політропічний стиск та розрідження.

Як відомо з термодинаміки, зміна стану газу при об'ємі і тиску, що змінюються, може протікати трьома шляхами: ізотермічно, адіабатично і політропічно. Зміна тиску газу при стисканні значною мірою залежить від того, чи відбувається під час стиснення теплообмін між стисливим газом та навколишнім зовнішнім середовищем. Практично такий теплообмін неминучий, а в багатьох випадках навіть і необхідний, для чого використовують штучне охолодження газу, що стискається.

Теоретично можна уявити собі два граничні випадки стиснення газів, причому всі реальні процеси стиснення газів будуть проміжними між ними.

У першому випадку вся теплота, що виділяється при стисканні газу, повністю відводиться назовні, і процес зміни стану газу, тобто зміна його обсягу та тиску, протікає за однієї постійної температури; такий процес називається ізотермічним.

У другому випадку, навпаки, вся теплота, що виділяється при стисканні газу, повністю залишається всередині газу, підвищуючи його температуру, при цьому втрати тепла у навколишнє середовище відсутні; такий процес називається адіабатичним.

Насправді стиск газів протікає не ізотермічно і адіабатично, а кожному окремому випадку лише наближається до одного з цих процесів. Такий реальний процес стиснення газу, при якому одночасно зі зміною об'єму і тиску відбувається зміна температури і відведення тепла назовні, називається політропічним.

Робота на стискання газу при постійній температурі (ізотермічний процес):

$$L_{із} = p_1 V_1 \ln \frac{p_2}{p_1} \quad \text{кгс м}$$

де: p_1, p_2 – початковий та кінцевий (після стискання) тиск, кгс/м^2 ,
 V_1 – початковий об'єм газу, м^3
 Кількість тепла, яке виділяється при ізотермічному стисканні:

$$Q_{\text{із}} = AL_{\text{із}} = RT \ln \frac{p_2}{p_1} = (C_v - C_p) T \ln \frac{p_2}{p_1} \quad \text{ккал}$$

де: T – абсолютна температура, при якій відбувається процес стискання, $^{\circ}\text{K}$,
 C_v, C_p – теплоємності газу при незмінному об'ємі та тиску, $\text{ккал/кг}^{\circ}\text{C}$
 A – тепловий еквівалент механічної роботи

Робота, що витрачається на адіабатичний процес стискання газу:

$$L_{\text{ад.}} = \frac{k}{k-1} p_1 V_1 \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad \text{кзс} \cdot \text{м}$$

Підвищення температури при адіабатичному стисканні:

$$T_2 = T_1 \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad ^{\circ}\text{K}$$

Теоретична потужність, що витрачається на стиск газу компресором, визначається множенням продуктивності компресора на питому роботу стиску:

$$N_{\tau} = V \rho l$$

де V – об'ємна продуктивність компресора, $\text{м}^3/\text{сек}$,
 $\rho = 1/v$ – густина газу, кг/м^3 .

Класифікація машин

Машини для стиснення та переміщення газів (компресори, газодувки, вентилятори) класифікують за принципом їх дії та величиною відношення тиску газу на виході (p_2) до його тиску на вході (p_1).

За принципом дії розрізняють компресори:

- 1) поршневі, що характеризуються зворотно-поступальним рухом поршня в циліндрі та вимушеним стисненням газу внаслідок зменшення об'єму робочої камери;
- 2) ротаційні, що характеризуються безперервним обертанням ротора та вимушеним стисненням газу;
- 3) відцентрові (турбокомпресори), що характеризуються безперервною дією робочого колеса, що обертається, і стисненням газу під дією інерційних сил без вимушеного стиску;
- 4) струменеві, що характеризуються витіканням газу з конічних насадок та стисненням газу внаслідок зміни його швидкості.

Залежно від величини відношення тисків або, що те саме, ступеня стиснення газу розрізняють:

1) компресори, у яких відношення

$$\frac{p_2}{p_1} = 3 \div 1000$$

і тиск, що розвивається, доходить до 1000 атм;

2) газодувки, у яких відношення

$$\frac{p_2}{p_1} = 1,1 \div 3$$

і тиск знаходиться в межах 1,1-3 атм;

3) вентилятори, у яких відношення

$$\frac{p_2}{p_1} = 1 \div 1,1$$

і тиск, що розвивається, не перевищує 1,1 атм.

Вентилятори та газодувки, що створюють розрідження, називаються ексгаустерами. Ексгаустери можуть створювати розрідження зазвичай не нижче 0,1 атм. Для створення більшого вакууму застосовують поршневі, ротаційні, водокільцеві та струменеві насоси, що не відрізняються за принципом дії від компресорів. Ці вакуум-насоси створюють розрідження до 0,05-0,02 атм (вакуум 95-98%), а струменеві вакуум-насоси-до 0,0004 атм (вакуум 99,96%).

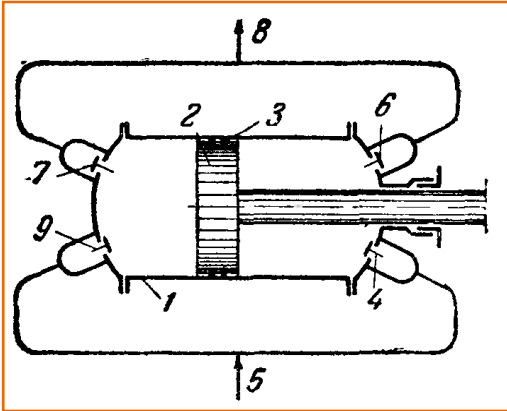
Поршневі компресори

Поршневі компресори діляться за кількістю смоктування і нагнітання за один подвійний хід поршня на компресори простої (одинарної) і подвійної дії. За один подвійний хід поршня компресор простої дії здійснює одне всмоктування та одне нагнітання, компресор подвійної дії - два всмоктування та два нагнітання.

Ступенем стиснення називається частина компресорної машини, де газ стискається до кінцевого чи проміжного (перед надходженням на наступний ступінь) тиску. За кількістю ступенів поршневі компресори поділяються на одноступінчасті та багатоступінчасті, які, у свою чергу, можуть бути горизонтальними та вертикальними. В одноступінчастому компресорі газ стискається до кінцевого тиску в одному або кількох циліндрах, що працюють паралельно. В останньому випадку одноступінчасті компресори називаються багатоциліндровими.

Компресор подвійної дії

Принцип дії. У поршневому компресорі газ стискається внаслідок зворотно-поступального руху поршня. Поршневий компресор (рис. 1.16) складається з циліндра 1, в якому пересувається поршень 2, з ущільнювальними поршневими кільцями 3.



Поршень наводиться в зворотно-поступальний рух кривошипно-шатунним механізмом. Циліндр герметично закритий кришками, у кожній з яких є дві клапанні коробки. При ході поршня справа наліво в просторі позаду поршня створюється розрідження, внаслідок чого відкривається

Рис.1.16. Компресор подвійної дії:
1 – циліндр, 2 – поршень, 3 – поршневі кільця, 4,9 – всмоктувальні клапани, 5 – всмоктувальний трубопровід, 6,7 – нагнітальні клапани, 8 – нагнітальний трубопровід.

всмоктувальний клапан 4 і газ засмоктується трубопроводом 5 у циліндр компресора; при цьому нагнітальний клапан 6 закритий.

В цей же час газ, що знаходиться в циліндрі попереду поршня, стискається до такого ступеня, що його тиск виявляється достатнім для подолання опору нагнітального клапана 7.

Тоді клапан 7 відкривається і стиснутий газ виштовхується в нагнітальний трубопровід 8; при цьому тиск його залишається приблизно постійним.

При зворотному ході поршня праворуч клапани 4 і 7 закриваються, а клапан 9 внаслідок розрідження відкривається; потім відбувається відкриття клапана 6. Далі процес протікає так само, як і при русі поршня справа наліво.

Таким чином, за один оберт валу компресора, тобто за два ходи поршня, процеси всмоктування, стиснення та нагнітання протікають у ньому по два рази. Такий компресор є **компресором подвійної дії** і на відміну від компресорів одинарної дії, у яких є тільки два клапани, один – всмоктувальний, а інший – нагнітальний; в компресорах одинарної дії процеси всмоктування, стиснення та нагнітання відбуваються лише один раз за два ходи поршня або за один оберт валу.

Крайнє ліве положення поршня називається його зовнішньою мертвою точкою, а крайнє праве – внутрішньою мертвою точкою.

Простір між поршнем, що знаходиться в мертвому положенні, та кришкою циліндра називається шкідливим (або мертвим) простором; величина його завжди виявляється у частках повного об'єму, що проходить поршнем за один хід, і залежить не тільки від відстані між поршнем у мертвому положенні та кришкою, а й від конструкції та розташування клапанів машини.

Двоступеневий компресор

Схема пристрою двоступеневого компресора зображено на рис. 1.17.

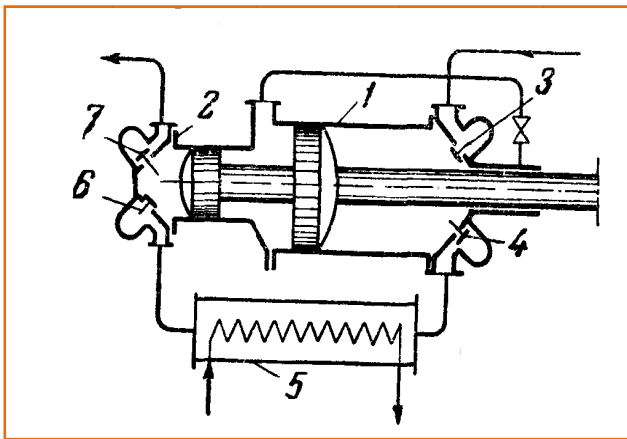


Рис.1.17. Двоступеневий компресор: 1 – циліндр низького тиску, 2 – циліндр високого тиску, 3,6 – всмоктувальні клапани, 4,7 – нагнітальні клапани, 5 – проміжний холодильник

Таким чином, у двоступінчастому компресорі за один хід відбувається у циліндрі низького тиску всмоктування, а циліндрі високого тиску-нагнітання газу; при зворотному ході, навпаки, в циліндрі низького тиску відбувається стиск, а в циліндрі високого тиску-всмоктування.

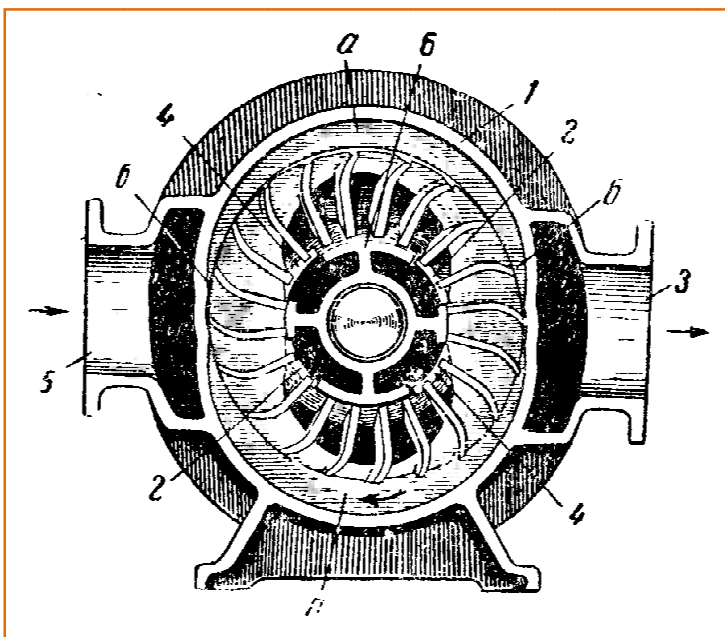


Рис.1.18. Ротаційний компресор з рідинним поршнем: 1 – корпус, 2 – вихідний отвір, 3 – нагнітальний штуцер, 4 – вхідний отвір, 5 – всмоктувальний штуцер, 6 - ротор

Кислота поперемінно видаляється (точки а) і вштовхується в ротор (точки б), двічі за оберт ротора. Коли кислота видаляється з ротора, в камерах створюється розрідження і надходить хлор з

Компресор складається з циліндра низького тиску 1 і високого циліндра тиску 2. Газ при ході поршня вліво засмоктується через клапан 3; при зворотному ході поршня цей газ стискається і виштовхується через клапан 4, після чого, пройшовши попередньо проміжний холодильник 5, через клапан 6 засмоктується в циліндр високого тиску 2. При наступному

прямому ході поршня в циліндр / всмоктується нова порція газу, а в циліндрі високого тиску відбувається стиск і виштовхування стиснутого газу через клапан 7 нагнітальний

Ротаційний компресор із рідинним поршнем.

Ротаційні компресори такого типу (рис. 1.18) застосовують для перекачування сухого газоподібного хлору. В еліптичному корпусі 1, частково заповненому міцною сірчаною кислотою, обертається ротор 6 з лопатками. При цьому кислота захоплюється лопатками та під дією відцентрової сили відкидається до стінок корпусу. Оскільки корпус компресора має еліптичну форму, то кислота, дотримуючись його контурів, утворює еліптичне кільце, причому обсяги камер, що утворюються кільцем між

всмоктувального штуцера 5 через вхідні отвори корпусу 4 і отвори в нижній частині камери ротора.

Коли кислота виштовхується назад у ротор, хлор через ті ж отвори камер і вихідні отвори корпусу 2 надходить в нагнітальний штуцер 3 компресора. Таким чином, кислота виконує роль рідинного поршня. Частина кислоти, яка захоплюється разом із хлором, відокремлюється у сепараторах, проходить у холодильник і знову повертається до компресора. Робота компресора регулюється за допомогою обвідної лінії, що з'єднує нагнітальну лінію з всмоктувальною. Компресор розвиває тиск до 2,25 атм, продуктивність його до 600 м³/год (по повітрю).

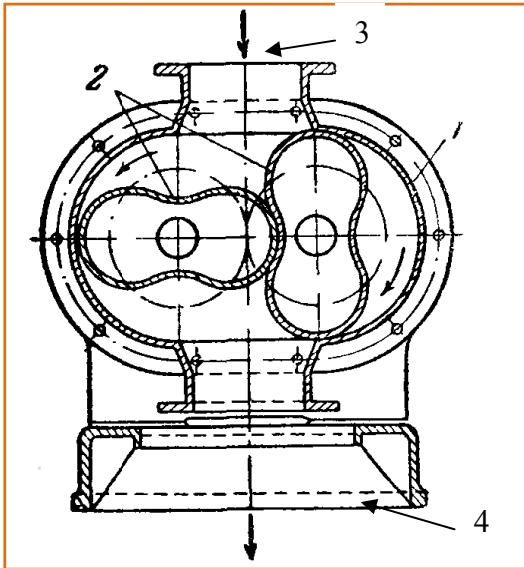


Рис.1.19. Ротаційна газодувка: 1- кожух, 2- барабан (поршень)

Газодувки.

У корпусі 1 газодувки (рис. 1.19) на двох паралельних валах обертаються два барабани, або поршня 2. Один з них приводиться у обертання від електродвигуна, другий пов'язаний з першим зубчастою передачею, передавальне число якої дорівнює одиниці. При обертанні поршні щільно прилягають один до одного і до стінок корпусу, утворюючи дві роз'єднані камери: в одній із них відбувається всмоктування, в іншій – нагнітання. Газ надходить у газодувку через всмоктувальний патрубок 3 і переміщується поршнями по периферії газодувки (як і в шестерному насосі). При надходженні нагнітальний патрубок 4 газ стискається і виштовхується в напірний трубопровід.

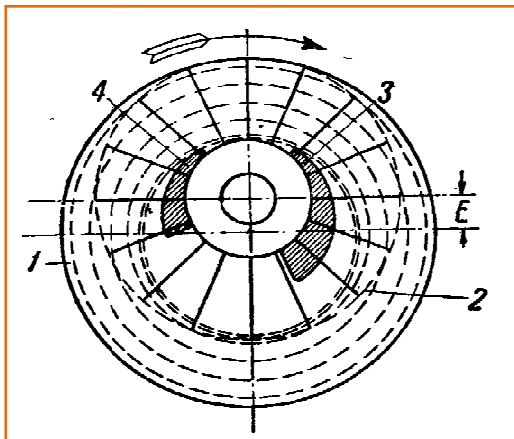


Рис.1.20.Ротаційний водо кільцевий вакуум-насос: 1- корпус, 2 – робоче колесо, 3,4 - отвори

Ротаційні вакуум-насоси.

Поряд із поршневыми вакуум-насосами широко застосовують ротаційні вакуум-насоси. На рис. 1.20 зображена схема пристрою ротаційного водокільцевого вакуум-насоса. У циліндричний корпус ексцентрично вставлено робоче колесо 2 з нерухомими лопатками. Корпус насоса заповнюється до певного рівня водою зі збірки чи мережі водопроводу. При обертанні колеса утворюється водяне кільце, яке за наявності ексцентриситету E обмежує комірочки між окремими лопатками. За час першої половини оберту валу ці осередки збільшуються і через отвори 3 відбувається засмоктування повітря. При другій половині оберту обсяг осередків зменшується, відбувається стиснення повітря та виштовхування його через нагнітальні отвори 4. Така

схема сприяє рівномірному відсмоктуванню повітря. Завдяки відсутності клапанів та розподільчих механізмів цей вакуум-насос мало засмічується. **Великою перевагою** ротаційного водокільцевого насоса є можливість його безпосереднього з'єднання з електродвигуном, завдяки чому установка дуже компактна. Зважаючи на те, що величина розрідження, створюваного насосом, залежить від температури робочої води, свіжу воду для заповнення насоса слід підводити з можливо низькою температурою.

Установка поршневих компресорів та вакуум-насосів.

Зазвичай компресори, повітродувки та вакуум-насоси встановлюють в окремих приміщеннях – машинних відділеннях. Схема установки поршневого компресору зображена на рис. 1.21.

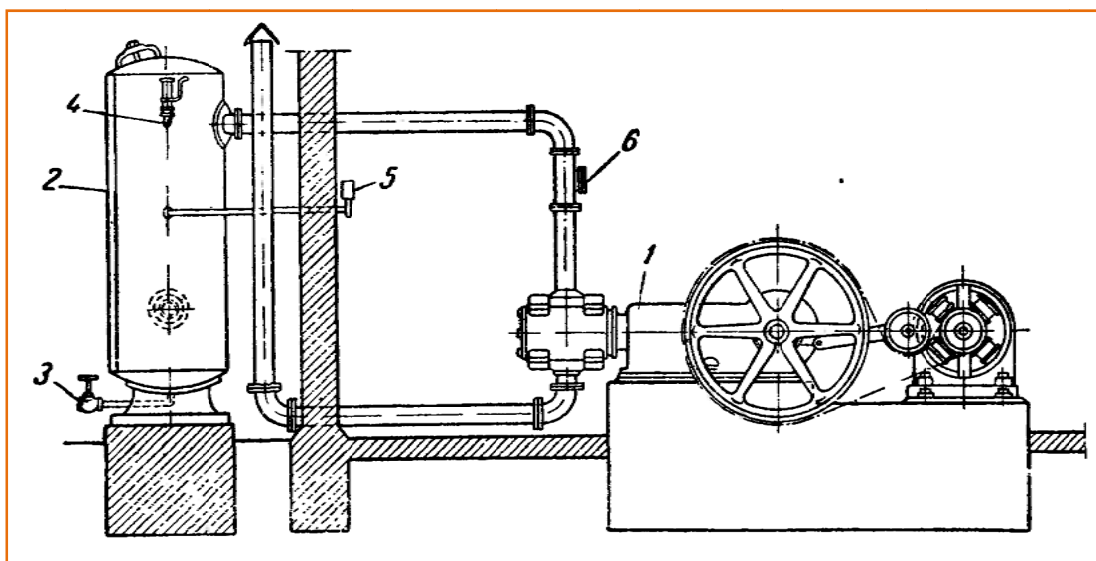


Рис.1.21. Схема установки поршневого компресору: 1 – компресор, 2 – повітрозбірник (ресивер), 3 - спускний кран, 4 - запобіжний клапан, 5 – манометр, 6 – зворотний клапан

За компресором 1 на нагнітальному трубопроводі встановлено спеціальний повітрозбірник (ресивер) 2, який служить для пом'якшення пульсації газу, що надходить з компресора, та більш рівномірної подачі його до місць споживання, а також для відділення з газу вологи та олії. Вологу і масло, що осідають у повітрозбірнику, видаляють через кран 3. У верхній частині повітрозбірника встановлений запобіжний клапан 4. Тиск у збірнику контролюють по манометру 5. Зворотний клапан 6 запобігає спорожненню повітрозбірника при несподіваній зупинці компресора або розриві трубопроводу.

Порівняння та сфери застосування компресорних машин різних типів

У хімічній промисловості найбільшого поширення набули поршневі та відцентрові компресорні машини.

Турбокомпресори та турбогазовувки відрізняються компактністю, простотою пристрою, рівномірністю подачі. Істотною перевагою їх є чистота газу, що подається, не забрудненого мастилом, що часто визначає вибір типу компресора. Відсутність інерційних зусиль та швидкохідність дозволяють монтувати турбокомпресори на більш легких фундаментах з безпосереднім приєднанням до приводу (як правило, до газової або парової турбіни) або через передачу, що підвищує число обертів - до електродвигуна, так як швидкість обертання електродвигуна часто недостатня. За значенням к.к.д. турбокомпресори поступаються поршневим. Однак турбокомпресори продуктивністю 6000 м³/год і вище часто економічно більш вигідні через зменшення капітальних витрат і експлуатаційних витрат. Тому турбокомпресори зазвичай застосовують у виробництвах, де потрібно подача значних кількостей газу (10000—200000 м³/год і більше) при тисках до 30 ат (у середньому 10—12 ат). Сучасні багатоступеневі турбокомпресори дозволяють отримувати тиск до 300 ат; турбокомпресори, ефективно використовують у тих випадках, коли пред'являються підвищені вимоги до чистоти газу, що подається.

В області менших подач (до 10000 м³/год) у широкому інтервалі тисків (до 1000 ат) застосовують майже виключно поршневі компресори. Ротаційні та гвинтові компресори, володіючи достоїнствами відцентрових, мають вищий к. п. д., ніж турбокомпресори, і застосовуються при продуктивності зазвичай не більше 6000 м³/год і тисках не вище 15 ат (двоступінчасті пластинчасті ротаційні компресори). **Недоліками ротаційних компресорів** є складність виготовлення та обслуговування, а також високе зношування пластин ротора, через що часто порушується герметичність робочих камер і відбувається зменшення стиснення.

Осьові компресори, що відрізняються компактністю та високим к.к.д., використовуються при високих подачах (80 ТОВ м³ і більше) та невеликих тисках (до 6 ат).

Область застосування вакуум-насосів визначається величиною створюваного ними вакууму.

Мокрі поршневі вакуум-насоси створюють розрідження 80-85% абсолютного, а найбільш досконалі конструкції цих машин - 93-97%. Сухі поршневі вакуум-насоси з вирівнюванням тиску можуть забезпечувати розрідження, що дорівнює 99,9%. Граничний вакуум, що створюється ротаційними пластинчастими вакуум-насосами з вирівнюванням тиску становить 98-99%, без вирівнювання 95-96%.

Для отримання помірного розрідження (до 90-95%) і переміщення агресивних, вибухонебезпечних і вологих газів і парів на хімічних підприємствах широке застосування знайшли водокільцеві вакуум-насоси, що мають у порівнянні з поршневими всіма перевагами та перевагами відцентрових машин, але мають нижчий к.к.д. Розрідження, що створюється кільцевими вакуум-насосами обмежене величиною парціального тиску пари робочої рідини, що залежить від температури.

Для отримання залишкового тиску трохи більше 0,05—0,1 мм рт. ст. використовують спеціальні конструкції ротаційних вакуум-насосів. Такі двоступінчасті машини забезпечують залишковий тиск до 0,005 мм рт.ст., а триступінчасті – до 0,001 мм рт.ст. Розрідження 95-99,8% досягається за допомогою багатоступеневих парострумінних вакуум-насосів. До переваг цих насосів слід віднести простоту пристроїв і відсутність частин, що рухаються, у зв'язку з чим вони з успіхом можуть застосовуватися для відсмоктування хімічно активних газів. Для установки парострумінних насосів не потрібні ні привід ні фундаменти, тому їх можна встановити практично в будь-якому місці.

Недоліки парострумінних вакуум-насосів: значна витрата пар і можливість змішування газу, що відсмоктується, з парою.

Вентилятори

Вентиляторами називають машини, що служать для переміщення повітря (газу) каналами або трубопроводами, а також безпосередньо з одного простору в інший, тиску в яких однакові.

Розрізняють два основні типи вентиляторів: 1) відцентрові та 2) осьові (пропелерні).

Відцентрові вентилятори. За принципом дії відцентрові вентилятори аналогічні одноступінчастим турбогазодувкам, але призначені для відсмоктування або нагнітання великих кількостей газу при невеликому тиску. Залежно від величини напору відцентрові вентилятори поділяються на три групи:

- 1) низького тиску, з напором 6-100 мм вод. ст.;
- 2) середнього тиску, з напором 100-200 мм вод. ст.;
- 3) високого тиску, з напором 200-1000 мм вод. ст. і більше.

На відміну від турбогазодувок тиск газу у вентиляторах змінюється незначно, що практично дозволяє знехтувати зміною густини повітря, що нагнітається, або газу і вважати його непружною рідиною. При такому допущенні роботу відцентрового вентилятора можна розглядати як роботу відцентрового насоса для рідин.

Для отримання більш високих тисків (або найменшого розміру робочого колеса при заданому тиску) колеса вентиляторів виготовляють зазвичай з лопатками, загнутими вперед.

Широко поширені відцентрові вентилятори Сірокко (рис. 1.22), що мають спіралеподібний кожух 1, склепаний або зварений із листової сталі товщиною 3-5 мм. Усередині кожуха обертається робоче колесо 2; воно складається з великої кількості загнутих коротких лопаток, які приклепані або приварені з одного боку до диска на втулці колеса, а з іншого - до зовнішнього кільця, яке з'єднується з диском спеціальними тягами, що підвищують жорсткість конструкції. Повітря або газ засмоктується через патрубок 3 і видаляється під невеликим натиском через патрубок нагнітальний 4.

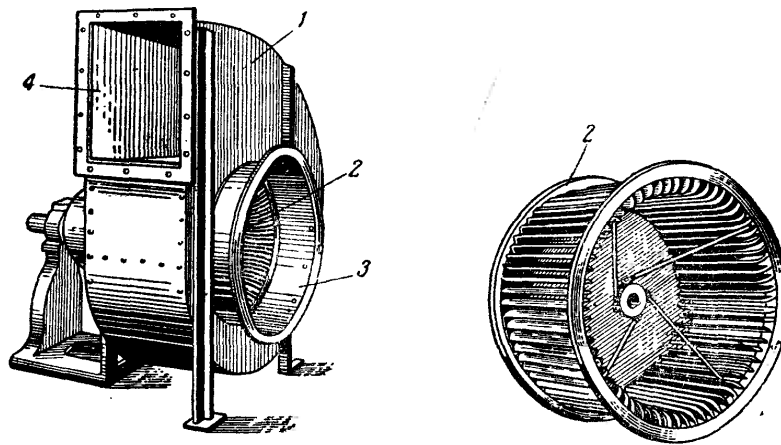


Рис. 1.22. Відцентровий вентилятор Сірокко: 1 - кожух; 2 – робоче колесо; 3 – всмоктувальний патрубок; 4 – нагнітальні патрубок.

Якщо гази, що переміщуються, хімічно активні, то внутрішні частини вентилятора захищають спеціальними покриттями (наприклад, гомогенно освинцюють) або виготовляють вентилятори з кислототривких матеріалів.

Осьові (пропелерні) вентилятори. Осьові вентилятори застосовують у тих випадках, коли потрібно переміщати великі об'єми повітря при дуже малому натиску (не більше 25 мм вод. ст.).

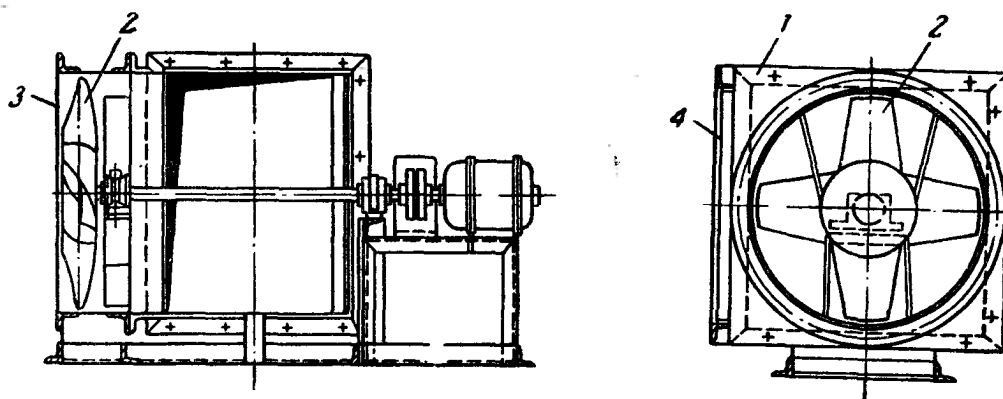


Рис. 1.23. Осьовий вентилятор ЦАГІ: 1 - кожух; 2 – лопатеве колесо (пропелер); 3 – всмоктувальний патрубок; 4 – нагнітальний патрубок.

Осьовий вентилятор є укладене в кожух робоче колесо, що складається з декількох радіально розташованих лопаток і втулки, що служить для скріплення їх між собою.

Принцип дії осьових вентиляторів заснований на передачі енергії частинкам повітря (або газу) за рахунок ударів крил робочого колеса, що швидко обертаються; зустрічаючи повітря під деяким кутом, вони ударами створюють струм повітря паралельно осі обертання вентилятора.

Колесо осьового вентилятора низького тиску зазвичай закріплюють безпосередньо на валу двигуна. Вентилятор встановлюється в отворі стелі або

стіни приміщення, що вентилюється, так як при незначній величині напору, створюваного цими вентиляторами, пристрій трубопроводу і каналів, що збільшують опір, недоцільний.

В осьовому вентиляторі конструкції ЦАГІ (рис. 1.23) лопатеве колесо виготовлене за типом повітряного пропелера. Осьові вентилятори ЦАГІ здатні розвивати тиск до 100 мм вод.ст. і більше, а к.к.д. їх дорівнює 0,6 і вище. Потужність осьового вентилятора, при заданих продуктивності та напору, визначається так само, як і відцентрових вентиляторів.

Крім вентиляторів, призначених для переміщення чистого повітря при нормальних температурах, є пилові вентилятори для транспортування заповнених, забруднених газів (ці машини мають колеса з малим числом лопаток і відрізняються великою міцністю конструкції), а також димососи для відсмоктування гарячих димових газів; підшипники димососів мають водяне охолодження.

Природна тяга. До найбільш поширених методів переміщення газів відноситься природна тяга за допомогою димової труби. Рушійна сила газового потоку при природній тязі визначається виключно різницею густин газу в початковому і кінцевому пунктах газоходу. Будь-який «легкий» газ, як, наприклад, водень, перебуваючи у вертикальній трубі, створює рушійну силу, спрямовану знизу вгору, і, навпаки, будь-який «важкий» газ, як, наприклад, вуглекислота створює рушійну силу, спрямовану зверху вниз.

За допомогою природної тяги можна створити тільки розрідження газу, причому величина цього розрідження незначна і залежить від температури газу, що переміщується.

Тема 1.3. ПРОЦЕСИ ПЕРЕМІШУВАННЯ ТА РОЗДІЛЕННЯ РІДКИХ ТА СИПУЧИХ СУМІШЕЙ

Перемішування матеріалів

Перемішування широко застосовується у хімічних виробництвах для одержання емульсій, суспензій та сумішей твердих речовин, а також для інтенсифікації процесів масо- та теплообміну. Інтенсивне перемішування матеріалів необхідне успішного проведення багатьох хімічних процесів безперервним способом.

Перемішування та хімічна реакція можуть проводитися окремо або збігатися у часі та у просторі.

У першому випадку застосовують власне апарати для перемішування (змішувачі), у другому випадку перемішування проводять безпосередньо в реакційних апаратах, що мають пристосування для перемішування (мішалки).

Вибір методу перемішування та апаратури обумовлюється в першу чергу агрегатним станом матеріалів, що перемішуються. Відповідно розглянемо: перемішування в рідкому середовищі і перемішування в твердому, сипучому та тістоподібному середовищі (змішування)

Незалежно від того, що змішується з рідиною-газ, рідина або тверде тіло, розрізняють два види перемішування в рідкому середовищі: механічне та пневматичне.

Механічне перемішування.

Механічне перемішування здійснюється за допомогою мішалок або змішувачів.

Мішалка складається з однієї або декількох пар лопатей різної форми, які закріплені на валу, що приводиться в обертання безпосередньо від електродвигуна або трансмісії (за допомогою зубчастої, черв'ячної або фрикційної передачі).

Залежно від пристрою лопатей мішалки можна розділити на чотири групи:

- 1) лопатеві з плоскими лопатями;
- 2) пропелерні з гвинтовими лопатями;
- 3) турбінні мішалки;
- 4) спеціальні мішалки.

Основними факторами, що характеризують роботу мішалок, є:

- 1) споживана потужність;
- 2) ефективність перемішування.

Застосування теорії подібності дозволило перейти від емпіричних розрахунків механічних мішалок до визначення загальних закономірностей і формул, що досить правильно відображають дійсні умови роботи мішалок.

Гідродинамічна подоба у процесах перемішування. Процес перемішування з погляду гідродинаміки може бути зведений до зовнішнього обтікання тіл потоком рідини.

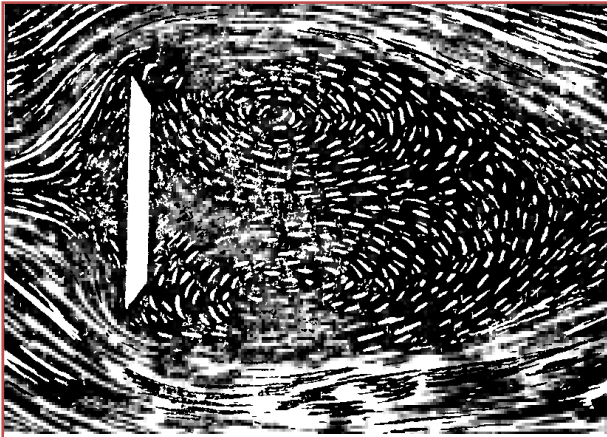


Рис.1.24–.Вихроутворення під час руху в рідині плоскої пластини

При повільному русі твердого тіла будь-якої форми у в'язкій рідині воно долає тільки сили тертя, причому навколо тіла утворюється прикордонний шар, через який передається тиск потоку.

Зі зростанням швидкості виникають і набувають найбільшого значення сили інерції; прикордонний шар відривається від поверхні тіла і позаду останнього утворюються вихори. Вихроутворення при русі плоскої пластини відповідає роботі

лопаті мішалки в тих самих гідродинамічних умовах.

Найбільша швидкість спостерігається у кромки лопаті, причому за рівнянням Бернуллі тут і в усій області буде менший тиск, ніж у рідині, що знаходиться попереду пластини. Різниця тиску зі сторони набігання потоку на лопать і протилежної її сторони має бути подолана зусиллям прикладеним до валу мішалки.

Енергія, що витрачається на вихроутворення та тертя, пропорційна опору руху лопатей у рідині.

В узагальненому вигляді закон опору середовища може бути виражений рівнянням

$$Eu = \varphi(Re, Fr)$$

Лопаті мішалки зазвичай досить глибоко занурені в рідину; тому вплив сили тяжкості, пов'язаної з хвилеутворенням на поверхні рідини, можна не враховувати і стосовно перемішування виключити з узагальненого рівняння критерій Фруда; крім того, звичайні вирази критеріїв мають бути видозмінені відповідно до умов руху рідини при перемішуванні.

Позначимо критерії, видозмінені для мішалок, індексом «м». Тоді узагальнене рівняння набуде наступного вигляду:

$$Eu_m = \varphi(Re_m)$$

За допомогою цих критеріїв гідродинамічної подоби можна визначити потужність, що споживається мішалками в робочий та пусковий періоди.

Робоча потужність. У робочий період енергія витрачається на подолання сил тертя лопатей мішалки об рідину, тобто подолання сили опору середовища.

Опір, який чинить середовище тілу, що рухається в ній, може бути визначено за законом Ньютона

$$S = \zeta F \frac{w^2 \gamma}{2g}$$

де ζ -коефіцієнт опору, що залежить головним чином від режиму руху середовища, що викликається тілом, що рухається;

F – проекція тіла, що рухається на площину, перпендикулярну до напрямку швидкості руху, m^2 ; w – швидкість руху тіла в середовищі в $m/сек$; γ – питома вага середовища в $кгс/м^3$; g – прискорення сили тяжіння в $м/сек^2$.

Розглядаючи елементарну площадку лопаті (рис. 1.24), визначимо робочу потужність dN_p , що витрачається на подолання опору рідини:

$$dN_p = dS w \quad (кгс \cdot м/сек)$$

7.2.Конструкція мішалок

Механічні мішалки по конструкції дуже різноманітні; нижче будуть розглянуті лише деякі поширені типи мішалок.

Лопатеві мішалки. Найбільш простими по пристрої є мішалки з плоскими лопатями зі смугової або кутової сталі, встановленими перпендикулярно або похило до напрямку їхнього руху.

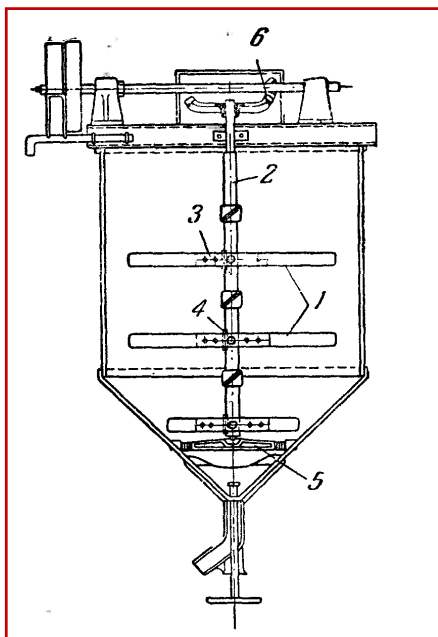


Рис.1.25 – Лопатєва мішалка:
1 – лопатки, 2 – вал,
3 – накладка, 4 – шпонка,
5 – підп'ятник, 6 – зубчаста

Така мішалка (рис. 1.25) складається із шести пар лопатей 1, встановлених похило до горизонтальної площини, причому кожна пара лопатей розташована під прямим кутом до сусідньої пари. Лопаті укріплені на валу 2 накладками 3 на болтах і на шпонках 4. Вертикальний вал мішалки внизу спирається на підп'ятник 5 і забезпечений зубчастою передачею 6, що рухається від трансмісії через ремінну передачу.

Горизонтальні лопаті мішалок створюють переважно горизонтальні струмені рідини.

Для поліпшення перемішування рідини частіше застосовують мішалки з горизонтальними та вертикальними лопатями або так звані рамні мішалки (рис. 1.26), у яких нижня горизонтальна лопата має радіус кривизни, що відповідає радіусу кривизни днища апарату.

У тих випадках, коли при перемішуванні необхідно видаляти осад або рідину зі стінок апарату, для інтенсифікації процесу теплообміну застосовують якірні мішалки (рис. 1.27), зовнішній контур яких відповідає обрисам днища та корпусу апарату.

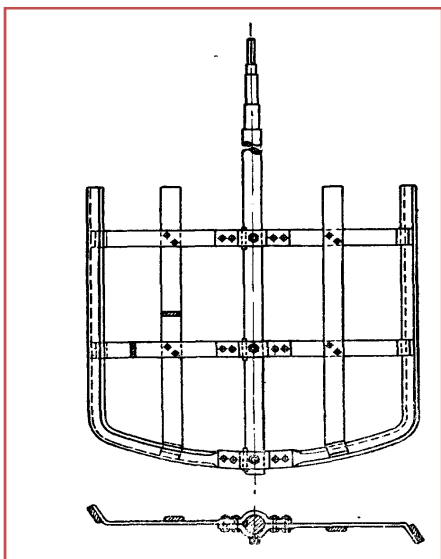


Рис.1.26 – Рамна мішалка

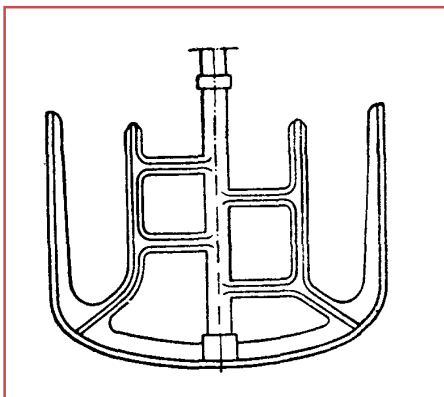


Рис.1.27 – Якірна мішалка

кутом нахилу, більшим 90° , і, навпаки, коли осад знаходиться у верхніх шарах рідини, для кращого перемішування встановлюють лопаті з кутом нахилу меншим 90° .

Забезпечивши мішалку кількома парами лопатей, що мають нахил у різні боки, можна створити перехресні струмені і таким чином здійснити інтенсивне перемішування рідини.

Іноді для тієї ж мети на стінках апарату встановлюють відбивні перегородки. Лопаті мішалок виготовляються, залежно від властивості середовища, що перемішується, та умов роботи мішалки, з різних матеріалів: вуглецевої та спеціальної сталі, чавуну, дерева та ін.

Лопатеві мішалки обертаються з невеликою швидкістю і роблять 20–80 об/хв., Але в певних умовах число оборотів їх може бути збільшено. За

Плоскі лопаті мішалок, поверхня опору яких перпендикулярна напрямку руху рідини, що перемішується, не можуть забезпечити хорошого перемішування у всіх шарах рідини, так як створюють в ній головним чином горизонтальні струми. Хоча частинки рідини, що зустрічаються на шляху руху лопаті, при ударах об лопату відштовхуватимуться від неї в різних напрямках (під дією відцентрової сили, що діє при обертальному русі, що діє в радіальному напрямку, і сили тяжіння, що діє по вертикалі вниз), але струмені рідини, що при цьому виникають, не будуть інтенсивними. При

встановленні плоскої лопаті під деяким кутом

до напрямку її руху виникають також і вертикальні струми рідини, напрямок яких залежить від кута нахилу лопаті.

При куті нахилу α , більшому за 90° , частинки рідини, ударяючись об лопату, відбиваються після удару у напрямку вгору; при куті нахилу α меншому 90° , навпаки, частинки рідини після удару відбиваються вниз.

Тому в тих випадках, коли при перемішуванні необхідно змучувати з дна резервуара важкий осад, лопаті встановлюють з

наявності похилих лопат або відбивних перегородок вони можуть ефективно застосовуватися для розчинення, а також для суспендування деяких речовин.

Лопатеві мішалки відрізняються простотою конструкції та порівняно низькою вартістю виготовлення.

Для інтенсивного перемішування рідини в ємностях великого діаметра застосовують мішалки із так званою планетарною передачею (**планетарні мішалки**).

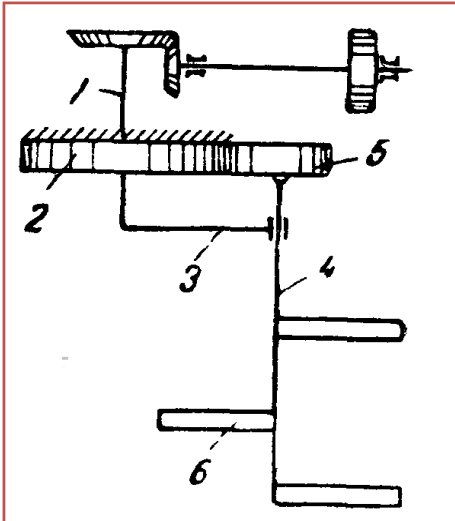


Рис.1.28 – Планетарна мішалка: 1–вертикальний вал, 2–нерухоме зубчасте колесо, 3– водило, 4 – вал, 5 – зубчасте колесо, 6 - лопатки

Планетарна мішалка, обертаючись навколо власної осі, одночасно за допомогою зубчастої передачі здійснює круговий рух близько другої вертикальної осі. Таким чином, лопаті мішалки роблять складний рух і виробляють енергійне перемішування рідини.

Залежно від кількості валів планетарні мішалки можуть бути одинарними, подвійними та потрійними.

В одинарній планетарній мішалці (рис. 1.28) вертикальний вал 1 проходить через нерухоме зубчасте колесо 2. На нижньому кінці валу укріплено водило 3. На іншому кінці водила вільно обертається в підшипнику вал 4, який жорстко з'єднаний із зубчастим колесом 5, що знаходиться в зачепленні колесом 2. На цьому ж валу знаходяться лопаті 6 мішалки.

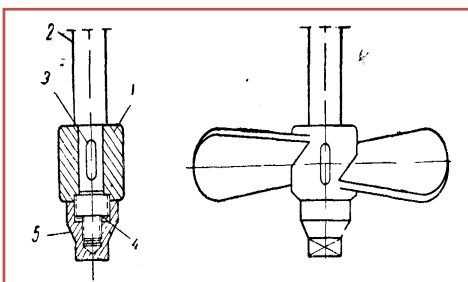


Рис.1.29 – Пропелерна мішалка: 1–пропелер, 2–вал, 3 – шпонка, 4–шплінт, 5–

Пропелерні мішалки. Для створення інтенсивної циркуляції рідини, що перемішується, широко застосовують пропелерні мішалки (рис.1.29). Лопаті пропелерної мішалки є елементом геометричного гвинта, а поверхня елемента є частиною гвинтової поверхні. Пропелер насаджений на маточину і зміцнений навалу, причому зазвичай він має три лопаті; число пропелерів на валу мішалки може бути різним, залежно від умов перемішування та висоти шару рідини, що перемішується.

Крок гвинта або висоту лопаті визначають за формулою:

Крок гвинта або висоту лопаті визначають за формулою:

$$h = 2\pi r \operatorname{tg} \alpha$$

де r – радіус кола по якому обертається лопатя, α – кут нахилу лопаті.

Для того щоб поліпшити циркуляцію рідини, пропелер часто встановлюється в дифузори, що є склянкою зазвичай у формі циліндра. Дифузори застосовують головним чином в апаратах, з трубами, змійовиками, і в апаратах з великим числовим значенням відношення висоти до діаметру.

Для поліпшення перемішування маси рідини по всій висоті (часто необхідно при проведенні безперервних процесів) застосовують пропелерні мішалки (рис. 1.30) з декількома пропелерами та дифузором 2 у вигляді змійовика з витками, що щільно прилягають один до одного. Такий пристрій дифузора дозволяє легко регулювати температурний режим перемішування.

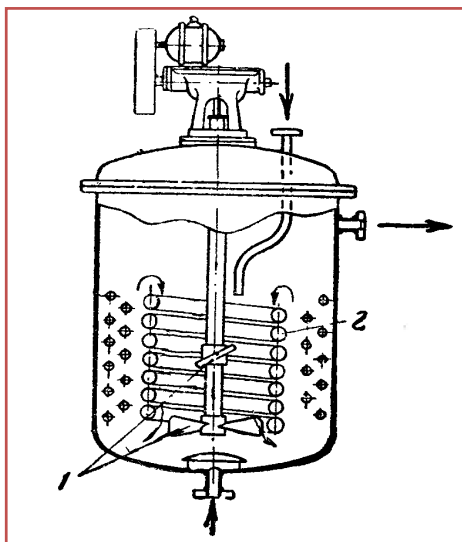


Рис.1.30 –Подвійна пропелерна мішалка з дифузором:
1 – пропелери, 2 - дифузор

Енергійна циркуляція рідини створюється, коли пропелерні мішалки працюють при 400-1750 об/хв., але на в'язких рідинах (що мають в'язкість 500 сантипуаз і вище) рекомендується робота мішалок зі швидкістю не більше 400 оборотів за хв. При перемішуванні в'язких рідин, а також рідин, що містять суспензії і утворюють піну, кількість обертів пропелерних мішалок коливається в межах 150-400 хв.

У хімічній промисловості пропелерні мішалки широко застосовуються для перемішування малов'язких рідин, приготування емульсій та змучування осадів у розчинах, що містять до 10% твердої фази. Перемішування в'язких рідин проводять

стрічковими мішалками, які при своєму обертанні очищають стінки реактора від реакційної маси, що налипає. Таку мішалку, встановлену в автоклаві, зображено на рис. 1.31.

Турбінні мішалки. У хімічній промисловості велике поширення набули також турбінні мішалки.

Турбінна мішалка складається з одного або кількох відцентрових коліс (турбінок), укріплених на вертикальному валу; число лопаток кожного колеса дорівнює 6–16 і більше.

На рис.1.32 зображена турбінна мішалка з прямими лопатками для рухомих рідин. При перемішуванні в'язких рідин застосовують турбінні мішалки, забезпечені нерухомим напрямним.

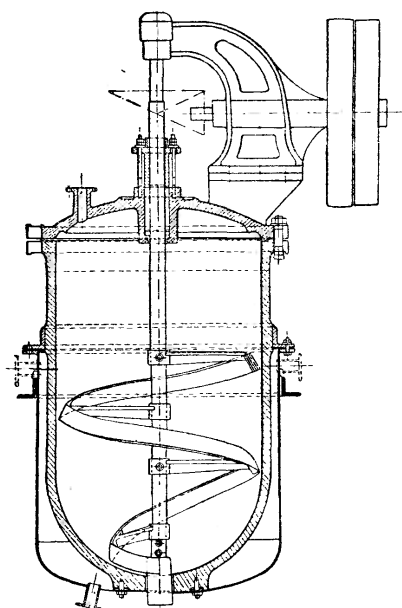


Рис.1.31 – Стрічкова мішалка в автоклаві

При перемішуванні в'язких рідин застосовують турбінні мішалки, забезпечені

нерухомим напрямним апаратом. При обертанні турбінок закритого типу

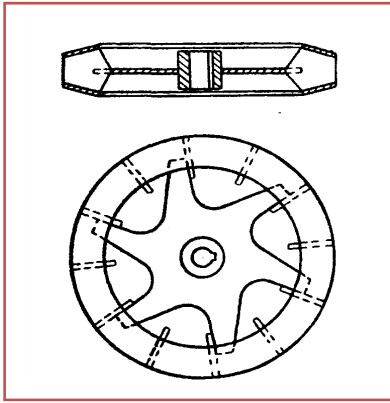


Рис.1.32 – Турбінна мішалка

рідина засмоктується до неї по осі через центральний отвір; відцентровою силою рідина проштовхується внутрішніми каналами від центру до периферії і з великою швидкістю виводиться з турбінки по дотичній до її зовнішнього кола. Іноді канали влаштовують так, що через верхній канал рідина виходить у напрямку зверху вниз, а з нижнього каналу в горизонтальному напрямку, внаслідок чого потоки стикаються і відбувається інтенсивне перемішування рідини (рис. 1.33).

Таким чином, у турбінних мішалках напрямок руху рідини може плавно змінюватися від вертикального до радіального (в горизонтальній площині) при невеликій втраті кінетичної енергії потоку; рідинні потоки, що виходять з великою швидкістю з колеса, поширюються за численними напрямками і при цьому відбувається інтенсивне перемішування всього обсягу рідини.

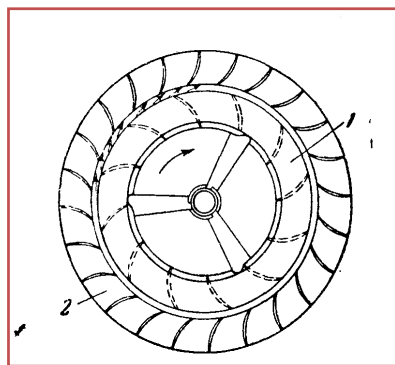


Рис.1.33 – Турбінна мішалка з напрямним апаратом: 1 – турбінка, 2 - напрямний апарат

Турбінні мішалки застосовують для швидкого розчинення та емульгування. У поєднанні з направляючим апаратом їх використовують для диспергування та у поєднанні з барботером-для процесів взаємодії газу із рідиною.

Вартість турбінних мішалок вища, ніж пропелерних. Їх застосовують замість пропелерних у тих випадках, коли внаслідок великої в'язкості рідин, що перемішуються, або специфічної форми судини (наприклад, її дуже малої висоти) не можуть бути встановлені пропелерні мішалки. Турбінні мішалки придатні для перемішування рідин, що мають в'язкість до 200 пуаз, для інтенсивного перемішування та диспергування рідин у великих обсягах (до 4,5-6 м³), для перемішування суспензій з твердими частинками великих розмірів (до 25 мм) і для змучування осадів, що містять до 60% твердої фази.

Спеціальні мішалки. Крім мішалок загального типу, є різні спеціальні конструкції мішалок.

Для приготування емульсій і суспензій з великим вмістом твердої фази, а також для проведення реакцій між газом і рідиною застосовують мішалки барабанного типу, що мають лопатевий барабан у формі біличого колеса (рис. 1.34). Такі мішалки створюють інтенсивне перемішування рідини при дотриманні наступних

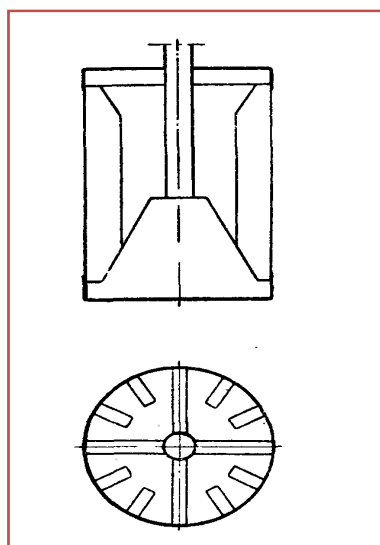


Рис.1.34 – Барабанна мішалка

співвідношень: відношення діаметра барабана до висоти має бути 2: 3 і діаметра барабана до діаметра ємності від 1: 4 до 1: 6. Для приготування емульсій і суспензій висоту заповнення ємності приймають десятикратною

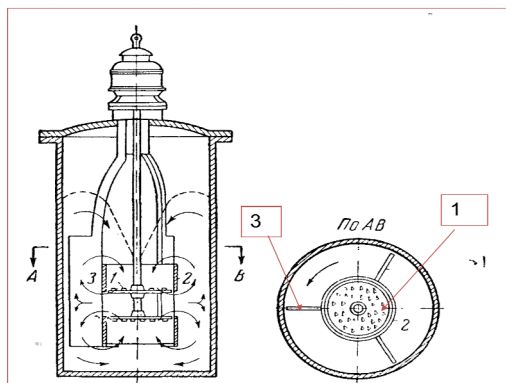


Рис.1.35 – Дисківа мішалка:
1 – диски, 2 – циліндри,
3 – вертикальні перегородки

діаметру барабана. При перемішуванні у процесах взаємодії газу з рідиною висоту заповнення беруть значно більшою.

На рис.1.35 зображена дисківа мішалка, що застосовується для перемішування рідин з різною питомою вагою. Мішалка складається з двох дисків 1, укріплених на невеликій відстані один від одного на вертикальному валу і

обертаються з великою швидкістю в напрямних циліндрах 2. Кожен із дисків забезпечений отворами спеціальної форми.

Для того, щоб усунути обертання рідини, на кришці судини, в якій ведеться перемішування, укріплені три вертикальні перегородки 3.

При обертанні дисків шари рідини, що знаходяться під нижнім диском, з великою швидкістю піднімаються по осі нижнього напрямного циліндра, а шари рідини, що знаходяться вище верхнього диска, опускаються вниз по осі верхнього напрямного циліндра. Зіткнення потоків викликає завихрення у всьому обсязі рідини, що сприяє інтенсивному перемішування.

7.3. Пневматичне перемішування.

Перемішування рідин часто проводять шляхом пропускання через них

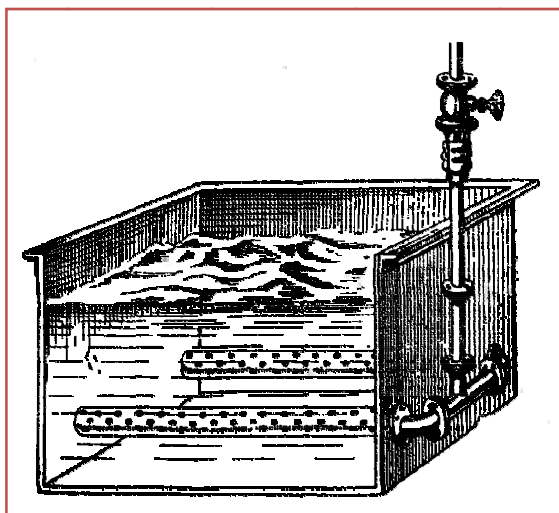


Рис.1.36–Повітряний барботер

дрібних бульбашок газу (повітря) або пари. Таке перемішування називають барботуванням, а відповідні пристрої барботерами. Спосіб перемішування шляхом барботування газу або пари є дуже простим і застосовується особливо часто в тих випадках, коли однією з речовин, що перемішуються є газ або повітря, або коли одночасно з перемішуванням ведуть нагрівання «гострою» парою. Найпростіше пристосування для барботування складається з відкритої труби, опущеної до дна резервуара з рідиною, що перемішується.

Повітря виходить через нижній кінець труби і, піднімаючись догори, захоплює частинки рідини. При цьому виникають струми рідини,

інтенсивність яких зростає (до деякої межі) зі збільшенням швидкості повітря. Щоб уникнути ударів струменя повітря про днище апарата кінець труби згинають горизонтально. Для більш рівномірного та інтенсивного перемішування влаштовують барботери з кількох горизонтально розташованих труб з багатьма отворами (рис. 1.36).

7.4. Перемішування в твердому сипучому та тістоподібному середовищі (змішування)

Змішувачі для твердих сипких та тістоподібних тіл.

Апарати для перемішування твердих сипких та тістоподібних матеріалів можна по конструкції розбити на декілька груп:

- 1) змішувачі з лопатями, що обертаються;
- 2) шнекові змішувачі;
- 3) сумішові барабани;
- 4) змішувачі з лопатями, що поступально-рухаються.

Останні застосовуються для перемішування значних кількостей твердих матеріалів, розташованих на великій площі тонкому шарі (наприклад, для перелопачування солоду), і в хімічній промисловості майже не використовуються.

Змішувачі з лопатями, що обертаються. Для перемішування сипких та тістоподібних тіл широко застосовують змішувачі з мішалками, що складаються з двох паралельно встановлених горизонтальних роторів спеціальної форми. Ротори обертаються в протилежні сторони в коритоподібній посудині, дно якої має форму двох напівциліндрів.

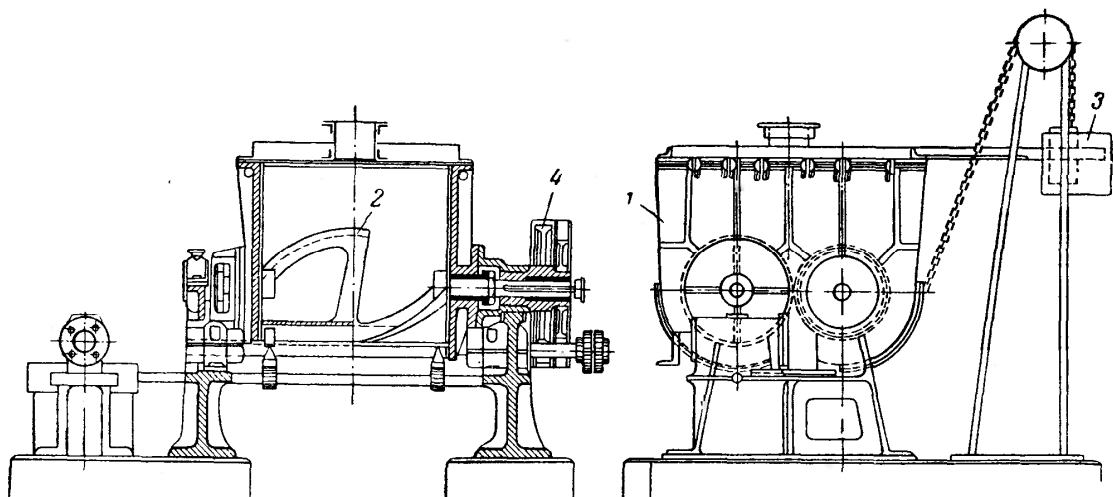


Рис.1.37 – Змішувач легкого типу: 1 – корито, 2 – лопатки, 3 – противага для перекидання корита, 4 – привід

У таких змішувачах відбувається змішування вминанням і одночасно розподіл маси, що перемішується.

Робота змішувача протікає в такий спосіб (рис.1.37). Під впливом тиску лопаті маса притискається до сидла корита та роздавлюється; частина маси виходить із сфери дії даної лопаті і підхоплюється другою лопатою. Те саме відбувається і з масою, що прямує до сидла другою лопатою. Таким чином відбувається розподіл маси. Разом з тим сили, що діють в обсязі, спрямовані в масу і прикладені внаслідок обертання лопатей поперемінно в різних точках, в результаті чого досягається змішування вминанням. Для усунення зустрічі розрізаних сидлом однорідних мас після повного обороту лопаті повинні мати неоднакове число обертів.

Процес перемішування в апараті цього супроводжується частковим перетиранням мас та іншими небажаними процесами.

Шляхом вибору відповідної форми лопатей і корита, а також числа обертів лопатей можна посилити або послабити перебіг зазначених процесів.

Машинобудівні заводи виготовляють змішувачі трьох типів:

1) легкі; 2) середні; 3) важкі.

Змішувач легкого типу призначається для перемішування порошкоподібних або м'яких тістоподібних матеріалів з додаванням або без рідин. Змішувач має пристосування для перекидання корита при розвантаженні.

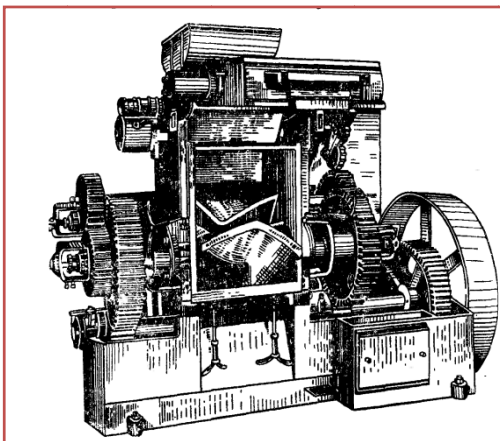


Рис.1.38–Змішувач важкого типу

На рис.1.38 показаний **змішувач важкого типу**, призначений для перемішування дуже густих, в'язких мас (пластичні маси, синтетичний каучук) та для промивання нерозчинних речовин в рідині.

Змішувач має низьке чавунне корито, відлите разом з сорочкою. Корито та привід встановлюються на чавунній станині. Ротори наводяться в обертальний рух від трансмісії або електродвигуна за допомогою зубчастої передачі.

Шнекові змішувачі. Для змішування різних сипких матеріалів застосовують звані

диференціальні змішувальні шнеки.

Такий шнек (рис.1.39) являє собою корито 1, в якому обертаються два паралельні горизонтальні вали 2 з плоскими лопатями 3. Лопаті насаджені на вали по гвинтовій лінії через певні проміжки. Лопаті утворюють як би уривчасту гвинтову поверхню. Корито шнека

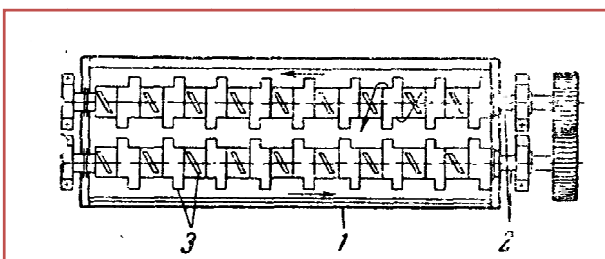


Рис.1.39 – Шнековий змішувач: 1– корито, 2– горизонтальні вали, 3 – лопаті

не показано). При обертанні валів матеріал, що подрібнюється, перемішується у напрямку їх обертання і вздовж осі шнека.

РОЗДІЛЕННЯ ГАЗОВИХ ГЕТЕРОГЕННИХ СИСТЕМ

Характеристика газових гетерогенних систем.

Будь-яке тіло чи групу тіл, що у взаємодії і подумки відокремлюються впливу довкілля, називають системою. Системи можуть бути гомогенними та гетерогенними. Гомогенні називають такі системи, всередині яких немає поверхонь розділу, що відокремлюють один від одного частини системи, що відрізняються за властивостями. Гетерогенними називають такі системи, всередині яких є поверхні розділу, що відокремлюють один від одного частини системи, що відрізняються за властивостями.

Гомогенну частину системи, відокремлену з інших частин системи поверхнею розділу і що має однорідним складом і певними фізичними властивостями, відмінними з інших частин системи, називають фазою.

Системи та фази можуть складатися з одного або декількох хімічно однорідних речовин або компонентів, які можуть бути виділені із системи та існувати в ізолюваному вигляді тривалий час.

Будь-яка неоднорідна система складається з двох або більше фаз, при цьому одна з них, дисперсна або внутрішня фаза, характеризується дрібно роздробленим (дисперсним) станом, інша ж, дисперсійна, або зовнішня фаза, оточує окремі частинки першої і є тим середовищем, у якій розподілені частки дисперсної фази.

Розподіл систем на гомогенні та гетерогенні дещо умовно. Фактично, всі системи складаються з дисперсійної середовища проживання і дисперсної фази і розрізняються лише розмірами частинок останньої: в гомогенних системах частинки дисперсної фази мають розміри молекул і атомів.

Залежно від агрегатного стану дисперсійного середовища гетерогенні системи можуть бути газовими, рідкими та твердими.

Газові неоднорідні системи є газоподібним дисперсійним середовищем, в якому зважені тверді або рідкі частинки.

Ці системи ділять на дві великі групи: механічні та конденсовані системи, що відрізняються одна від одної головним чином розміром частинок.

Механічні газові системи виходять при дробленні твердих тіл, при розпилюванні рідин або інших процесах, де тверді або рідкі частинки розподіляються в газі; такі дисперговані у газі частинки називаються пилом. Розміри твердих частинок пилу коливаються в межах 5-50 мкм.

Конденсовані газові системи виходять при конденсації частинок газу або пари або при хімічній взаємодії двох газів, в результаті чого частинки газу (пара) переходять у твердий або рідкий стан. У першому випадку виходять дими, у другому-тумани. Розміри частинок у конденсованих газових системах коливаються не більше 0,3—0,001 мкм.

Слід зазначити, що частинки конденсованих систем можуть об'єднуватись у більші агрегати та утворювати частинки, що перевищують за розмірами навіть частинки механічних суспензій. З іншого боку, тверді

частинки, зважені в газах, що виходять при спалюванні твердих речовин, наприклад в пилоподібних колчеданних печах, при сушінні, що розпилює, і ін., можуть наблизитися за розмірами до конденсованих частинок.

Зважені частки розміром від 1 мкм і нижче перебувають у так званому броунівському русі, що виникає внаслідок теплового руху окремих молекул дисперсійного (у даному випадку газоподібного) середовища.

Частинки розміром менше 0,1 мкм практично вже не осідають під впливом сили тяжіння і можуть перебувати у зваженому стані необмежено великий час.

У хімічній промисловості є багато джерел утворення неоднорідних газових систем. Пили утворюються при дробленні твердих матеріалів, просіюванні, змішуванні, пересипанні та інших механічних процесах.

Дими та тумани утворюються в різних процесах, що супроводжуються конденсацією парів: при випарюванні рідин, сушінні розпиленням та багатьох інших.

У процесах горіння часто утворюються дими, що являють собою дисперсійне газове середовище зі зваженими в ньому твердими і рідкими частинками, причому перші виникають при неповному згорянні, а другі при конденсації водяної пари. Прикладом утворення димів може також бути випадання хлористого амонію у вигляді дрібних твердих зважених частинок при змішуванні газоподібного аміаку з хлористоводневим газом.

8.2. Механічне очищення газів

Найбільш простим способом очищення газів від зважених у них частинок є осадження цих частинок під дією сили тяжіння у відстійних апаратах і під дією відцентрової сили, що розвивається потоком газів у відцентрових апаратах, які називаються циклонами.

Відстійні камери. Для попереднього грубого очищення газів можна

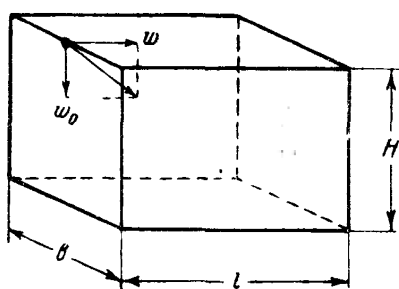


Рис. 1.40 – Схема руху твердої частинки у відстійному апараті.

застосовувати відстійні камери, в яких відділення твердих зважених газі частинок відбувається внаслідок вільного осадження їх під впливом сили тяжіння. Тверда зважена частка, що потрапила з газом у відстійний апарат (рис. 1.40), здійснює складний рух: вона рухається вздовж апарату зі швидкістю та під впливом сили тяжіння – вниз зі швидкістю осадження w . Величина абсолютної швидкості руху частки може бути визначена як діагональ паралелограма зі сторонами bl та H . Довжина апарата повинна бути такою, щоб частка, рухаючись з цією абсолютною швидкістю,

встигла осісти на його дно.

Теоретично продуктивність відстійного апарату визначається за рівнянням витрати:

$$V_{сек} = fw \text{ м}^3/\text{сек}$$

Якщо відстоювання частки пилу в апараті протікає за час τ , то:

$$w = \frac{1}{\tau} \quad \tau = \frac{H}{w_0}$$

$$V_{сек} = bH \frac{1}{\tau} = bHl \frac{w_0}{H} = blw_0$$

$$V_{сек} = F_0 w_0 \quad \text{м}^3/\text{сек}$$

де: H – висота апарату в м; b – ширина апарату в м; l – довжина апарату в м; $F_0 = bl$ – площа горизонтального перерізу апарата або площа плану його в м^2 ; w_0 – швидкість осадження.

Теоретично продуктивність відстійних апаратів не залежить від їхньої висоти, а лише від площі їх перетину у плані та швидкості осадження.

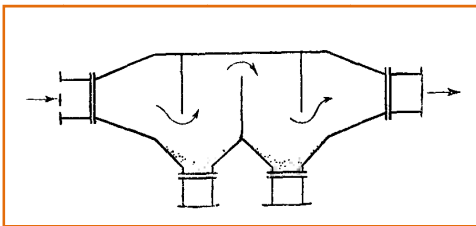


Рис.1.41 – Відстійний газохід

Найпростішим пристроєм для попереднього очищення газів від пилу є відстійні газоходи (рис. 1.41). Для кращого осадження пилу в газоходах іноді влаштовують вертикальні перегородки, завдяки яким подовжується шлях газу і зменшується його швидкість, що сприяє

кращому пилоловлюванню.

Для грубої очистки від пилу головним чином гарячих пічних газів застосовують також пилоосаджувальні камери (рис. 1.42), в яких газовий потік

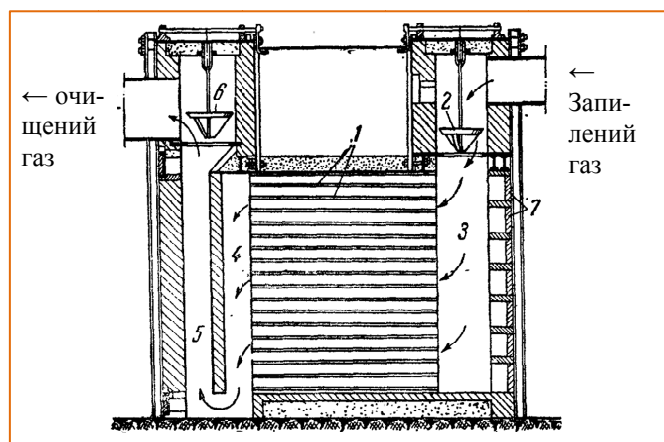


Рис.1.42 – Пилоосаджувальна камера: 1 – листи, 2 – регулювальний шибер, 3 – розподільчий канал, 4, 5 – збірні канали, 6 – заслінка, 7 - дверцята

за допомогою великого числа сталевих горизонтально розташованих перегородок розбивається на ряд плоских горизонтальних струменів.

Газ, що підлягає очищенню, безперервно надходить через регульовальний шибер 2 канал 3 і розподіляється в камері між перегородками-листами 7. При проходженні газу вздовж камери зважені тверді частинки осідають на поверхнях листів, а очищений газ надходить через збірний канал 4 у вертикальний канал 5 і з нього через заслінку 6 прямує в газохід. Пил, що осів на листах, періодично згрібається з них спеціальними скребками через дверцята 7. Камера та газохід споруджуються цегляними.

Для того, щоб камера могла працювати весь час, її зазвичай ділять на два самостійні відділення, з яких одне знаходиться в роботі, а інше в цей час очищається від пилу. Відділення відключаються за допомогою дзвонових пісочних затворів; Вивантаження пилу здійснюється за допомогою скребків через люк.

Відстань між листами в камері зазвичай дорівнює 40-100 мм. Для того щоб частинки, що встигли осісти в камері, не захоплювалися потоком газу, швидкість останнього не повинна бути більшою за максимально допустиму величину, яка визначається за рівнянням:

$$w \leq 3,6 \sqrt{\frac{d(\gamma_1 - \gamma_2)}{\gamma_2}}$$

Принцип дії відцентрових пилоосаджувачів. Для збільшення швидкості осадження твердих частинок, зважених у газі, і для повнішого очищення використовують дію відцентрової сили, що розвивається газовим потоком у відцентрових апаратах-циклонах.

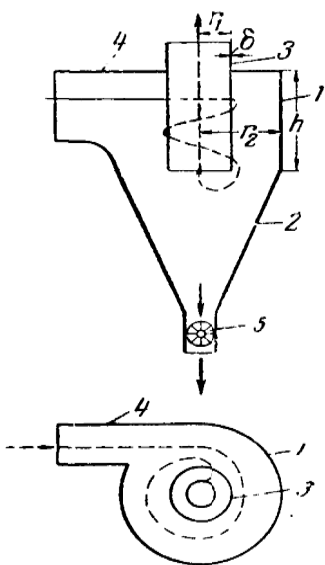


Рис. 1.43 – Схема циклону: 1–резервуар; 2 – днище; 3 – вихлопна труба; 4 – трубопровід; 5 –патрубок.

Циклон (рис. 1.43) є циліндричний резервуар 1 з конічним днищем 2 і вихлопною трубою 3, розташованою всередині циліндричної частини апарату. Газ, що містить пил, підводиться до циклону трубопроводом 4, спрямованому по дотичній до циліндра, внаслідок чого газ здійснює всередині циклону обертальний рух навколо вихлопної труби. При обертальному русі газу розвивається відцентрова сила, і під її впливом зважені в газі тверді частинки, що володіють більшою, ніж частинки газу, масою, відкидаються від центру до периферії, осідають на циліндричних стінках апарату і потім ссипаються в конічну частину його. Газ, тією чи іншою мірою звільнений від зважених у ньому твердих частинок, видаляється з циклону по вихлопній трубі, а тверді

частинки, що осіли в конічній частині апарату, видаляються періодично в міру накопичення або безперервно через патрубок 5, з засувкою (секторним затвором).

Відцентрова сила та фактор поділу. Якщо тіло обертається навколо осі, то на нього діє доцентрова сила, спрямована у бік осі обертання. При цьому згідно з третім законом механіки виникає сила, що дорівнює за величиною доцентрової, але протилежна їй за напрямом. Ця сила називається відцентровою; вона є силою інерції, що виникає за зміни напрямку руху тіла.

Позначимо:

m – маса тіла; w – швидкість обертання тіла в м/сек; r – радіус обертання в м.

Тоді відцентрову силу можна виразити так:

$$C = \frac{mw^2}{r}$$

де: $\frac{w^2}{r}$ – прискорення відцентрової сили в м/сек²

Важливим фактором, що характеризує відцентрові апарати, є відношення прискорення відцентрової сили до прискорення сили тяжіння, чисельно дорівнює відношенню величини відцентрової сили до ваги даного тіла. Це відношення, яке є безрозмірною величиною, називається фактором поділу:

$$K_p = \frac{w^2}{rg}$$

Чинником поділу є критерій, аналогічний критерію Фруда, але характерний для поля відцентрових сил.

Визначальним лінійним розміром фактора поділу є радіус обертання r . Осадження пилу під впливом відцентрової сили відбувається за тими ж законами, що і осадження під дією сили тяжіння, з тою лише відмінністю, що швидкість осадження часток буде значно більшою за швидкість осадження в відстійних апаратах. Збільшення швидкості осадження визначається числовим значенням фактора поділу K_p . Тому для визначення швидкості осадження в відцентрових апаратах можна скористатися раніше виведеними формулами по осадженню пилу в відстійних апаратах, відповідно помножуючи результат на числове значення фактора поділу.

Швидкість осадження. При осадженні пилу в відцентрових апаратах, так само як і в пилеосаджувальних відстійних камерах, можливі три області осадження, що характеризуються числовими значеннями критеріїв Рейнольдса або Архімеда, причому при будь-якому режимі осадження

відцентрова сила, що діє на зважену в газі частинку, буде в Kr разів більше сили тяжіння.

Мокре очищення газів

Мокре очищення застосовують у тих випадках, коли допустимі зволоження і охолодження газу, що очищається, а відокремлювані від газу тверді зважені частинки мають незначну цінність. Мокре очищення газу проводять шляхом промивання його водою або іншою рідиною.

Газ приводиться в тісний контакт з рідиною, яку розбризкують або розподіляють у вигляді тонкої плівки, що стікає. Апарати для мокрої очистки працюють також за принципом використання дії інерційних сил; при ударі газового потоку об стінки, змочені рідиною, остання поглинає зважені у ньому частки.

Під дією відцентрових та інерційних сил зважені частки досить повно вилучаються з газу, що охолоджується та насичується парами рідини. Охолодження газу нижче температури конденсації парів рідини, що знаходяться в ньому, сприяє і видаленню з газу дрібних твердих частинок, що грають в даному випадку роль центрів конденсації.

Конструкція апаратів для мокрої очистки газів. Конструкції апаратів для мокрої очистки газів, званих також гідравлічними пиловловлювачами, дуже різноманітні.

Розрізняють гідравлічні пиловловлювачі наступних типів: 1) статичні (головним чином, скрубери); 2) динамічні (дезінтегратори); 3) апарати зі змоченими поверхнями та 4) пінні.

Найбільш поширені скрубери-апарати для промивання газів шляхом розбризкування рідини в газовому просторі. Їх конструкції не відрізняються від конструкцій скрубєрів, які застосовуються для поглинання газів.

Газ проходить через порожнистий скрубєр знизу вгору і зрошується водою, що розбризкується через форсунки. Для кращого відмивання пилу застосовують насадкові скрубєри, заповнені зазвичай хордовою насадкою і зрошувані за допомогою спеціальних розподільчих пристроїв або бризкають. У порожніх скрубєрах ступінь очищення газу досягає 60–75%, а в насадкових 75–85%, причому запиленість промитого газу може бути менше 1–2 г/нм³.

Для досконалішого газоочищення застосовують **механічні газопромивачі** або дезінтегратори (рис.1.44).

У равликоподібному кожусі 4 дезінтегратора обертається горизонтальний вал 6, на якому є розподільний конус 7 з отворами і литий сталевий диск 13. На диску ротора через певні проміжки закріплені по трьом-чотирьом концентричним колам горизонтальні круглі стрижні або біла 2 смугової сталі. При обертанні ротора біла 12 проходять в проміжки між білами статора 8, які укріплені нерухомо також по трьом-чотирьом концентричним колам між литими кільцями 5 в кожусі апарату.

По зовнішньому колу диска 13 розташовані також лопаті 3, за допомогою яких проводиться промивання та відділення газу від води, і

лопаті 2, що створюють тиск газу (до 500 мм вод. ст.) для подальшого його транспортування.

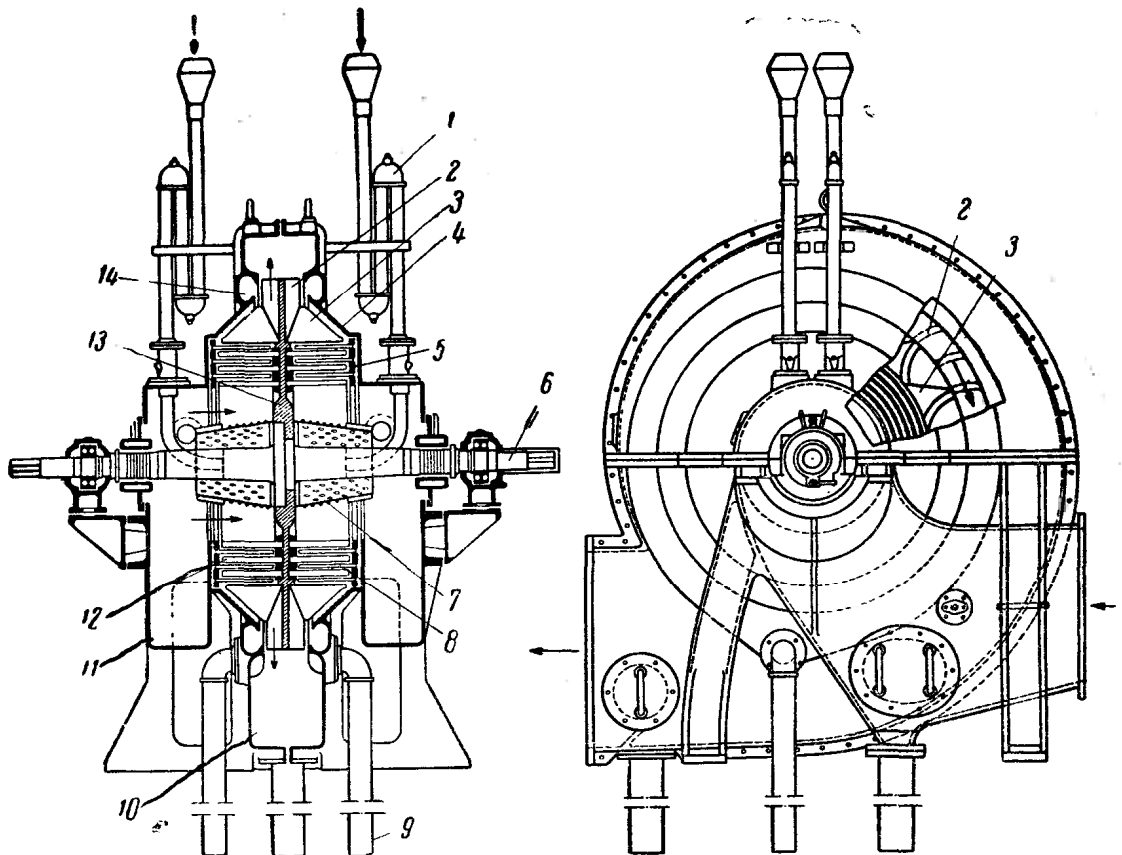


Рис. 1.44 – Механічний газпромивач: 1 – сифонні труби; 2 – лопаті для нагнітання газу; 3 – лопаті для промивання; 4 – кожух; 5 – кільця; 6 – вал; 7 – розподільний конус; 8,12 – біла; 9 – труба для видалення осаду; 10 – канал для очищеного газу; 11 – приймальні коробки; 13 – диск; 14 – зливний канал.

Очищений газ надходить у центр апарату через приймальні коробки 11, а вода подається через сифонні труби / і викидається в отвори конуса 7. Суміш газу і води потрапляє між нерухомими і стрижнями-білами, що обертаються, і відкидається лопатями до стінок кожуха. При цьому вода розпорошується в найтонший туман і приходить у тісний контакт з газом, змочуючи майже весь пил, що міститься в ньому.

Осад, що утворюється, видаляється через зливний канал 14 і йде по трубах 9, а газ нагнітається лопатями 2 в газохід через канал 10. Дезінтегратори мають високу продуктивність ($50\text{--}60 \cdot 10^3 \text{ нм}^3/\text{год}$ газу) при порівняно невеликій витраті енергії ($5\text{--}6 \text{ кВт}/\text{нм}^3$ газу). Вони застосовуються головним чином металургії на очищенні доменного газу до залишкового вмісту у ньому пилу $0,05\text{--}0,02 \text{ г}/\text{нм}^3$. Вихідний газ повинен містити не більше $2 \text{ г}/\text{нм}^3$ пилу і мати температуру не вище 60° ; тому газ попередньо охолоджують і очищають у скруберах. Витрата води в

дезінтеграторах становить $0,05-1,5 \text{ м}^3$ на 1000 нм^3 газу. Недоліком апаратів такого типу є складність їхньої конструкції.

Пінні апарати. У пінних апаратах рідина, що взаємодіє з газом, приводиться в стан рухомої піни, що забезпечує велику поверхню контакту між рідиною та газом та високий ступінь очищення газу від пилу, диму та туману. Апарат при уловлюванні пилу з частинками розміром понад 5 мкм має к. к. д. до 99%.

Пінний однополичний апарат, що застосовується як газопромивач (рис. 1.45), являє собою порожню камеру 1 круглого або прямокутного

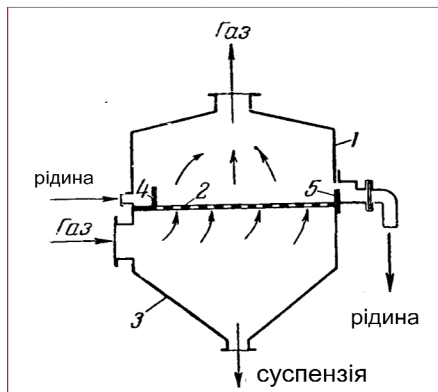


Рис.1.45 – Пінний однополичний апарат: 1 – корпус апарату, 2 – решітка, 3 – бункер, 4 – приймальна коробка,

перерізу, всередині якої знаходиться одна або кілька горизонтальних решіток 2. Вода або інша рідина, якою промивають газ, надходить через штуцер і вхідну коробку на решітку, а газ, що піддається очищенню, подається під решітку. Проходячи через отвори решітки, газ спінує рідину на решітці, так що по решітці рухається шар піни, в якому відбувається очищення газу від зважених у ньому частинок. Найбільш дрібні частинки дисперсної фази проходять разом з газом через отвори в решітці, ударяються плівки рідини, що протікає по решітці, відокремлюються і разом з рідиною видаляються через зливний штуцер. Більші частинки дисперсної фази вловлюються рідиною, що протікає через отвори в решітці в підрешітковому просторі; суспензія, що утворюється при цьому, збирається в нижній частині апарату і видаляється з нього через спускний штуцер.

Застосовуються також триполичні пінні апарати (рис. 1.46), що мають більш високу продуктивність.

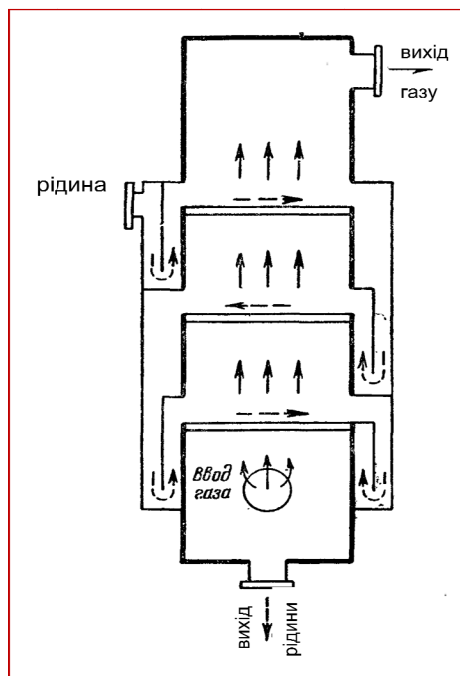


Рис.1.46 – Триполичний пінний апарат

Ефективність роботи пінних апаратів значною мірою залежить від швидкості протікання газу вільному перерізу камери. При невеликих швидкостях відбувається звичайний барботаж-газ, виходячи через отвори решітки, розбивається на окремі бульбашки, які проходять через шар рідини, не викликаючи піноутворення. При швидкості газу $0,5-0,7 \text{ м/сек}$ окремі бульбашки стикаються один з одним, і на решітці утворюється шар крупнокомірчастої малорухомої піни; така піна ще викликає різкого підвищення інтенсивності роботи апарату. При великих швидкостях газу у

вільному перерізі апарату комірчаста піна перетворюється на рухому, що володіє високорозвиненою поверхнею і безперервно оновлюються плівками піну.

Рухлива піна існує при швидкості газу від 0,7 до 3,5 м/сек. Так як у нижньої межі цієї зони швидкостей витік рідини через отвори решітки посилюється, а при дуже високих швидкостях посилюється бризок, то рекомендують як межі раціональних значень швидкості газу у вільному перерізі апарату 1,3–3,0 м/сек. У цих межах відбувається закономірне зростання висоти піни із збільшенням швидкості газу.

8.4. Фільтрування газів

Очищення газів від пилу здійснюють також шляхом їх фільтрації. Цей метод полягає в пропусканні газу, що містить зважені частинки, через пористі перегородки, що мають властивість пропускати частинки газу і затримувати на своїй поверхні тверді частинки, зважені в ньому.

Вибір пористої перегородки обумовлюється рядом факторів, з яких основними є: хімічні властивості газу, що фільтрується, і його температура і розміри зважених частинок, які повинні бути затримані фільтром.

Продуктивність фільтра (і його розміри) залежить від швидкості фільтрації, яка визначається кількістю газу, що проходить в одиницю часу через одиницю поверхні фільтруючої перегородки. Швидкість фільтрації газів значною мірою залежить від тиску газу та опору перегородки, що фільтрує.

Конструкція газових фільтрів. Фільтрувальні перегородки, що застосовуються в газових фільтрах, відрізняються між собою величиною опору, що надається проходу через них газу. Найбільш часто застосовують фільтрувальні перегородки, пори яких мають порівняно велику довжину і створюють досить значний гідравлічний опір (товсті тканини, піщаний шар тощо).

За видом фільтрувальної перегородки **розрізняють такі газові фільтри:**

- 1) тканинні;
- 2) з насипною або набивною фільтрувальною перегородкою;
- 3) керамічні.

Найбільш широко застосовують тканинні фільтри, які виконуються у вигляді рукавних фільтрів, званих також мішковими. У таких фільтрах нижні відкриті кінці мішків закріплені в трубних ґратах, а верхні-на рамі, яка може струшуватися. Газ входить під трубні ґрати і фільтрується, проходячи через тканину мішків назовні.

Сучасні рукавні фільтри виконують багатосекційними, з автоматичним механічним струшуванням та продуванням тканини. Фільтри працюють із нагнітанням або всмоктуванням газу. У фільтрі (рис. 1.47) запилений газ нагнітається вентилятором 4 через вхідний газохід 13 в камеру 5 під

розподільні грати 8, звідки він проходить через рукави 9, нижні кінці яких закріплені хомутами на патрубках решітки. Пил осідає в порах тканини, а очищені гази через дросельний клапан 10 і вихлопну трубу / йдуть в атмосферу.

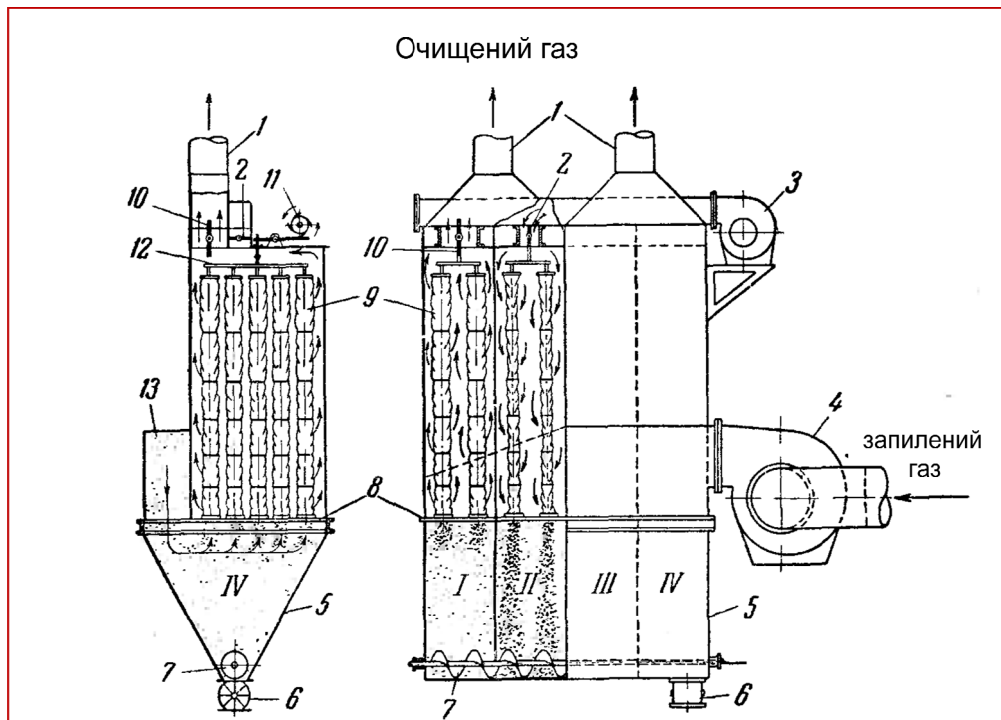


Рис.1.47. Рукавний фільтр з механічним струшуванням та зворотним продуванням тканини: 1 – вихлопні труби, 2,10 – дросельні клапани, 3,4 – вентилятори, 5 – камери, 6 – шлюзовий затвор, 7 – шнек, 8 – розподільча решітка, 9 – рукави, 11 – струшувальний механізм, 12 – рама, 13 – вхідний газохід

За допомогою розподільного механізму, встановленого на кришці камери, окремі секції фільтра через певні проміжки часу відключаються для очищення тканини від пилу, що накопичився. На рис. 109 праворуч показаний момент, коли працюють три секції фільтра {I, III і IV}, а секція II очищається від пилу.

При перемиканні секції на очищення закривають клапан 10 і відкривають клапан 2 через який вентилятором 3 по колектору нагнітається повітря чи очищений газ для продування рукавів. Це повітря (або газ) рухається у напрямку, зворотному русі запилених газів, і йде в газохід 13; тому вентилятор 3 повинен створювати більший тиск, ніж вентилятор 4.

Одночасно з продуванням виробляють механічне струшування рукавів; для цієї мети спеціальним механізмом 11 піднімають та опускають раму 12, до якої підвішені на заглушках верхні кінці рукавів. Пил падає в камеру 5 і вивантажується шнеком 7 через затвор шлюзовий 6. Після закінчення очищення секція перемикається в робоче положення, а наступна секція - на очищення.

Цикл роботи кожної секції включає, таким чином, очищення газу (зазвичай 5-8 хв) і очищення рукавів від пилу (20-30 сек.). Для подолання

опору тканини, дроселів та вихлопної труби при проходженні пилу потрібен тиск 60-120 мм вод. ст. У фільтрах із всмоктуванням газу застосовується хвостовий вентилятор, що встановлюється за фільтром; необхідне розрідження дорівнює 100-200 мм вод. ст. У цих фільтрах продування можна проводити без спеціального вентилятора, а за рахунок розрідження в бункері фільтра (не менше 30 мм вод. ст.).

Однак в апараті з таким робочим розрідженням важко здійснити ущільнення фільтрів, тому всмоктувальні фільтри застосовують тільки в установках малої продуктивності.

Не можна очищати в рукавних фільтрах газу при температурах, що лежать нижче температури конденсації водяної пари, що містяться в газі, так як при цьому тканина зволожується і замазується, внаслідок чого її опір зростає і перевищує допустимі межі.

Незважаючи на простоту пристрою рукавних фільтрів, їх застосування обмежено температурою і вологістю газів, що надходять на очищення, а також хімічною агресивністю газів. Фільтри з набивною перегородкою, що фільтрує, складаються з циліндричного корпусу, в якому встановлена суцільна поперечна перегородка, що складається з декількох перфорованих листів; між листами затиснута азбестова вата. Такі фільтри застосовують для очищення стисненого повітря (що надходить з компресорів) від олії.

Для більш тонкого очищення газів використовують фільтри з керамічних пористих матеріалів. Так, наприклад, для очищення повітря застосовують поролітові фільтри, що являють собою ряд гільз, виготовлених із спеціальної кераміки та змонтованих на загальних ґратах. Поролітовими фільтрами можна відфільтровувати і хімічно активні газу.

РОЗДІЛ РІДКИХ ГЕТЕРОГЕННИХ СИСТЕМ

Рідкі гетерогенні системи

Рідкі гетерогенні системи поділяються на такі три класи:

1. Суспензії-системи, що складаються з рідкого дисперсійного середовища і твердих зважених у ній частинок.
2. Емульсії-системи, що складаються з рідкого дисперсійного середовища і зважених в ній рідких частинок однієї або декількох інших рідин.
3. Піни-системи, що складаються з рідкого дисперсійного середовища і зважених у ній частинок газів.

Суспензії. З усіх трьох класів рідких неоднорідних сумішей у техніці найчастіше зустрічаються суспензії.

Суспензії можуть відрізнитися за кількістю дисперсної твердої фази та за ступенем її дисперсності, тобто за концентрацією та величиною зважених твердих частинок.

Підвищення вмісту твердої речовини викликає збільшення в'язкості суспензії, причому при певній концентрації в'язкість може стати настільки

значною, що суспензія втрачає властивості плинності і практично перестає бути рідиною.

Якщо між поверхнею зважених частинок і рідким дисперсійним середовищем не відбувається процесів поверхневої взаємодії - набухання, адсорбції тощо, то в'язкість суспензії може бути визначена за формулою:

$$\mu = \mu_0(1 + 4,5\varphi)$$

Ця формула застосовна для таких концентрацій твердої фази, при яких суспензія також має плинність.

Коли концентрація суспензії збільшується вище цієї межі, окремі тверді частинки зближуються настільки, що з'являється можливість їх дотику. Внаслідок цього, поряд з внутрішнім тертям рідини, що заповнює проміжки між зваженими частинками, виникають сили тертя частинок одна про одну, і тоді гідравлічний перебіг переходить в пластичний, для якого ця формула вже не застосовується.

Існує певна межа між гідравлічною та пластичною течіями, що характеризує перехід одного виду течії в інший. У разі гідравлічного перебігу кількість рідини, що витікає з труби, пропорційна тиску, яка б не була в'язкість рідини; крім того, якщо рідина однорідна, то в ємностях вона встановлюється на однаковому рівні. Теоретично для здійснення гідравлічної течії достатньо прикласти незначний тиск.

У разі пластичної течії, крім опору тертя, діють також сили міжмолекулярного зчеплення; якщо при цьому додана мула недостатня, то її дія викликати лише пружну деформацію і ніякого переміщення маси не буде. Силу (тиск), прикладену до пластичного тіла, при якій даний матеріал починає текти, називають критичною.

Пластичний перебіг можливий до тих пір, поки простір між окремими твердими частинками заповнений рідиною або газом, так як це зменшує опір тертя частинок один про одного.

За ступенем дисперсності твердої дисперсної фази умовно суспензії розрізняють:

- грубі суспензії, в яких зважені тверді частинки розміром понад 100 мкм.
- тонкі суспензії з частинками твердої фази розміром 100 – 0,5 мкм. У тонких суспензіях відбувається так званий броунівський рух, т е. дуже малі зважені частинки твердої фази, внаслідок ударів молекул дисперсійного середовища, набувають швидкості, спрямовані в різні сторони.
- каламуті, у яких ступінь роздробленості дисперсної фази велика і зважені частки досягають величини 0,5 – 0,1 мкм, ці частинки ще в межах видимості і можуть бути виявлені за допомогою ультрамікроскопа. У каламутях зважені частки інтенсивно рухаються (броунівський рух) і не осідають під дією сили тяжіння.

- колоїдні розчини з частинками дисперсної фази розміром від 100 нм до величини молекул.

Під час проведення технологічних процесів зустрічаються всі види суспензій.

Емульсії. Неоднорідні системи, що складаються з двох рідких фаз, мають деякі особливості. Емульсії мало стійкі і за певних розмірів зважених частинок порівняно швидко розшаровуються. «Критичний» розмір зважених частинок, нижче якого емульсія стає стійкою і розшаровування рідин, що її утворюють, не відбувається, становить приблизно 0,4– 0,5 мкм.

Підвищення стійкості емульсій може бути досягнуто додаванням у суміш так званих емульгуючих агентів, зазвичай лужних солей жирних кислот (мила).

Емульгуючі агенти утворюють навколо окремих крапель дисперсної фази як би захисну оболонку, що перешкоджає злиттю окремих крапель одна з одною, внаслідок чого емульсія стає стійкою. За допомогою емульгуючих агентів можна отримати емульсії з високою концентрацією дисперсної фази.

Стійкість емульсій великою мірою залежить від їх концентрації, причому емульсії із захисною оболонкою з емульгуючого агента при підвищенні концентрації поступово згущуються з утворенням густого шару при високому вмісті дисперсної фази. Цей шар, залежно від частки зважених частинок, розташовується внизу або вгорі ємності.

Емульсії суттєво відрізняються від суспензій можливістю поведінки фаз. Ця особливість емульсій полягає в тому, що при збільшенні концентрації дисперсної фази, коли з'являється можливість безпосереднього дотику окремих крапельок, останні зливаються в одну загальну систему, в якій зваженими частинками є частинки первинного дисперсійного середовища. Таким чином, підвищення концентрації емульсій веде до обміну фаз: дисперсійне середовище перетворюється на дисперсну фазу, а дисперсна фаза – в дисперсійне середовище.

Внутрішнє тертя або в'язкість емульсій, так само як і суспензій, змінюється залежно від концентрації, причому максимальна в'язкість відповідає такій концентрації, коли відбувається обертання фаз.

ВІДСТОЮВАННЯ

Відстоювання та декантація

Неоднорідні рідкі системи з більш менш грубим роздробленням дисперсної фази піддаються поділу під дією однієї тільки сили тяжіння. Якщо щільність дисперсної фази більша за густину дисперсійного середовища, зважені частинки осідають на дно ємності, і, навпаки, якщо густина дисперсійного середовища більша за щільність зважених частинок, останні спливають догори.

Осадження під дією сили тяжіння твердих частинок, що знаходяться у зваженому стані в рідкому середовищі, **називають відстоюванням**

(згущенням, седиментацією). Швидкість осадження зважених частинок залежить як від їх густини, так і від ступеня дисперсності, причому осадження протікатиме тим повільніше, чим меншими розмірами володіють частинки дисперсної фази і чим менше різниця щільностей обох фаз. Практично методом відстоювання та декантації користуються головним чином розділення грубих суспензій.

Швидкість осадження. Осадження частинок відбувається за законами падіння тіл у середовищі, що чинить опір їхньому руху. Так само як і при осадженні пилу, частинка, що осідає, рухається спочатку прискорено, але через деякий проміжок часу, коли опір тертя середовища врівноважить дію сили тяжіння, вона набуває постійну швидкість і падає рівномірно.

Розрізняють два типи осадів, що виходять при відстоюванні. Грубі суспензії дають опади, у яких крупнозернисті зважені частки лягають на дно щільними шарами; при цьому між осілим шаром осаду та освітленою рідиною спостерігається різко виражена межа. Тонкі суспензії дають опади іншого типу; підвищення концентрації суспензії відбувається тільки в нижній частині відстійного апарату, і в осілому, згущеному шарі зважені тверді частинки розділені між собою рідиною. У цьому випадку різкої межі між осадом і освітленою рідиною немає, а спостерігається поступовий перехід від концентрованих шарів до менш концентрованих.

У складних сумішах або про полідисперсних суспензіях, що складаються з частинок різної величини, часто утворюються опади обох типів, тобто на дно осідає щільний шар великих частинок, а над ним знаходиться каламут.

Коли частинки осідають вільно, то, у разі їх різної роздробленості, при відстоюванні виходить кілька шарів з поступовим зменшенням розмірів частинок; зливаючи верхні шари, можна фракціонувати опади, т. е. відокремлювати великі частинки від дрібних. На цій властивості полідисперсних систем заснований процес відмучивши а-н і я, що застосовується для поділу суміші твердих речовин різної питомої ваги та різної величини. Для підвищення стійкості тонких суспензій до них іноді додають електроліти. Таким способом відокремлюють від глини частинки піску, вапняку, піриту, польового шпату і слюди, використовуючи як добавку соду або їдкий натр.

Концентрація осадів, що виходять при відстоюванні, цілком залежить від їх структури і величини частинок. Концентрація щільних кристалічних опадів, що осідають суцільним шаром на дно відстійного резервуару, іноді досягає 60%, але концентрація їх не перевищує 40%. У тонких суспензіях і мутях, як зазначалося вище, справжній осад не випадає, а відбувається лише згущення суспензії, тобто деяке збільшення концентрації.

Межею концентрації осаду має бути такий вміст у ньому твердих частинок, при якому осад ще можна перемішати трубопроводами.

У деяких випадках при осадженні твердої фази її поділяють на групи або класи зерен, що мають однакову швидкість падіння. Такий поділ

виробляють в струмені води, що рухається, і тому його називають мокрою або гідравлічною класифікацією.

Конструкція відстійників

Відстоювання проводиться в апаратах періодичної чи безперервної дії, а також комбінованого типу.

В апарати періодичної дії суспензія заливається і залишається у стані спокою протягом певного проміжку часу, необхідного для осідання частинок на дно; після цього шар освітленої рідини декантують, тобто зливають через сифонну трубку або крани, розташовані вище рівня осілого осаду, а осад вивантажують вручну через верх апарату або видаляють через спускний кран.

У відстійниках безперервної дії подача суспензії, а також видалення осаду та освітленої рідини виконуються безперервно.

У апаратах комбінованого типу суспензія безперервно з невеликою швидкістю протікає через відстійний резервуар; швидкість її протікання має бути такою, щоб частинки встигли осісти на дно відстійника, перш ніж рідина вийде з апарату. Поступово на дні апарату накопичується шар осаду, який періодично видаляється після декантації рідини.

Розміри та форма апаратів для періодичного відстоювання залежать від концентрації суспензії, швидкості осадження та тривалості окремих періодів процесу. Чим більша частка і чим більша їх щільність, тим менші розміри може мати відстійник.

Швидкість відстоювання істотно залежить від температури, тому що при зміні температури суспензії змінюється її в'язкість. Швидкість осадження суспензії обернено пропорційна її в'язкості, а остання зменшується з підвищенням температури.

Для нагрівання суспензії з метою прискорення процесу відстоювання використовують нагрівальні елементи. Їх слід конструювати та розташовувати так, щоб не виникали вертикальні струми рідини, що перешкоджають осадженню. Елементи слід розташовувати вертикально по всій висоті відстійника для досягнення рівномірної температури, а отже, і однакової густини рідини.

Для обробки невеликих кількостей суспензії застосовують відстійники у вигляді вертикально циліндричних встановлених резервуарів з конічним днищем, що мають кран або люк для розвантаження осаду і кілька кранів на різній висоті для зливу рідини.

Для відстоювання значних кількостей рідини, наприклад при очищенні стічних вод, при відстоюванні питної води тощо, відстійниками є величезні бетонні басейни або кілька послідовно з'єднаних резервуарів, що працюють комбінованим способом: рідина в них протікає безперервно, а осад періодично видаляється. Більш компактним апаратом є відстійник (рис.1.48), що застосовується для очищення води в установках котельні.

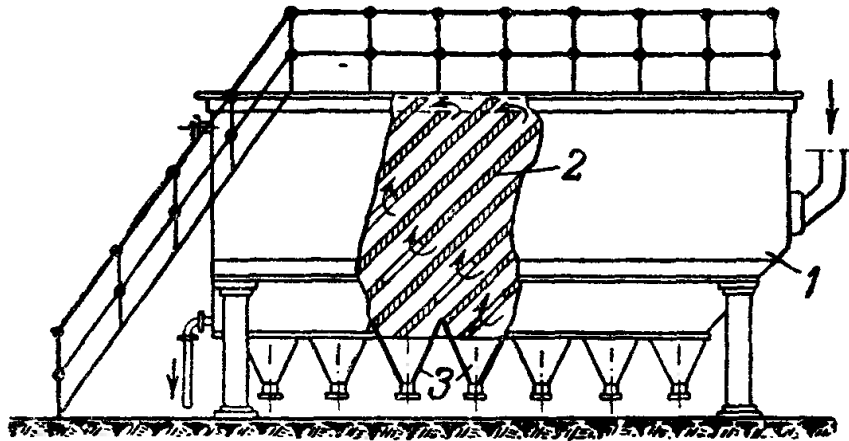


Рис.1.48 – Відстійник для очищення води: 1 – корпус; 2 – похилі перегородки; 3 – конічні днища для осаду.

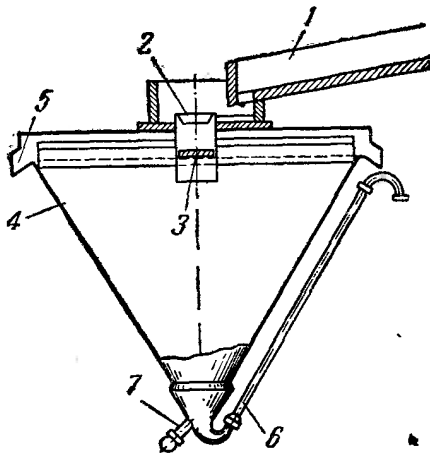


Рис. 1.49 – Відстійник-конус: 1 – жолоб для подачі суспензії; 2 – воронка; 3 – плаваюче кільце; 4 – конус; 5 – жолоб для освітленої рідини; 6 – відвідна труба для осаду; 7 – патрубок для підведення промивної води.

Корпус 1 цього відстійника являє собою прямокутний сталевий ящик, усередині якого розташовані похилі перегородки 2, що направляють потік попеременно зверху вниз, а потім знизу догори. Осад збирається в конічних днищах 3 звідки періодично видаляється через крани.

У тих випадках, коли концентрація твердих зважених частинок в суспензії велика або виділяється з неї осад надалі використовується у виробництві, необхідне безперервне розвантаження не тільки рідкої фази, але і осаду.

Найпростішим безперервно діючим відстійником є так званий конус, широко застосовується при мокрій класифікації руд (рис. 1.49). Він є конічний резервуар з кутом нахилу 60° . Суспензія надходить по жолобу 1 і через лійку 2 з плаваючим кільцем 3 стікає в конус 4. Зважені частинки осідають на дно конуса, а освітлена рідина видаляється по жолобу 5. Осад накопичується в нижній частині конуса і відводиться назовні по трубі 6. Конус з'єднаний патрубком 7 з напірним трубопроводом для промивання апарату у разі забруднення його осадами. Найчастіше такі апарати встановлюють як батареї з кількох послідовно з'єднаних конусів.

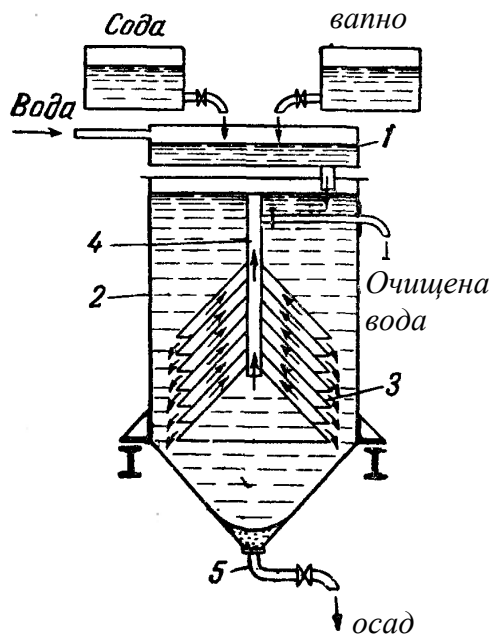


Рис. 1.50 – Багатоярусний відстійник для води безперервної дії: 1 – резервуар; 2 – корпус відстійника; 3 – перегородки; 4 – труба; 5 – патрубок.

На рис. 1.50 показана схема багатоярусного відстійника для очищення води безперервної дії. Неочищена вода обробляється в резервуарі 1 содою і вапном, після чого суспензія подається в корпус 2 відстійника, в якому розташовані кілька ярусів конічних перегородок 3. Кожен ярус працює як самостійний відстійник. Очищена вода рухається вгору центральною трубою 4 і відводиться з апарату. Осад, що накопичується на поверхні конічних перегородок, сповзає по них вниз і видаляється через патрубок 5. Кут нахилу перегородок повинен бути більшим за кут

природного укосу осаду. Осад, що збирається на дні, періодично відводиться з резервуара разом з невеликою кількістю води.

Фільтрування

У тих випадках, коли при розділенні суспензій неприпустимі втрати рідини з осадом або зважені тверді частинки дуже погано осідають, або необхідно виділити тверду фазу у вигляді осаду з деяким мінімальним вмістом вологи, метод відстоювання і декантації непридатний. У цих випадках суспензії поділяють за допомогою фільтрації.

Процес фільтрації заснований на затриманні твердих завислих частинок пористими перегородками, здатними пропускати лише рідину та затримувати частинки твердої фази. В результаті безпосереднього контакту суспензії з поверхнею пористої перегородки і різного тиску до і після перегородки рідка фаза проходить через пори перегородки і збирається у вигляді звільненого від твердих частинок фільтрату, а тверді частинки затримуються на поверхні перегородки, утворюючи шар осаду, який потім видаляється.

Фільтрація знаходить в даний час широке застосування в техніці як універсальний метод поділу суспензій, починаючи від грубих і закінчуючи тонкими мутями, і використовується навіть для поділу деяких колоїдних розчинів; в останньому випадку відповідний фільтруючий матеріал.

При фільтрації рідка фаза повинна подолати гідравлічний опір, що надається фільтрувальною перегородкою, струму рідини. Однак величина пір фільтруючої перегородки та її опір мають значення тільки в початковий момент процесу, так як надалі на поверхні фільтруючої перегородки

поступово відкладається осад. Цей шар осаду, що збільшується в міру протікання процесу, зазвичай використовують як фільтрувальне середовище і прагнуть зменшити його гідравлічний опір, що досягається шляхом періодичного або безперервного видалення більшої частини осаду з фільтруючої перегородки, іноді з подальшим промиванням поверхні перегородки розчинниками.

Характер і товщина шару осаду, що відкладається на поверхні перегородки, що фільтрує, є в більшості випадків найважливішими факторами, що визначають ефективність фільтрації – продуктивність фільтра і витрата енергії на проштовхування рідини через фільтр. Більшість фільтруючих перегородок на початку процесу фільтрації має низьку затримувальну здатність, і при фільтрації тонких суспензій перші порції фільтрату майже завжди містять деяку кількість суспендованих частинок, що пройшли через пори перегородки разом з рідиною.

Таке явище спостерігатиметься до тих пір, поки на поверхні перегородки не виникне шар осаду, що має пори значно менших розмірів, ніж пори перегородки. Цей шар і затримуватиме майже повністю всі тверді частинки.

Ступінь повноти поділу значною мірою залежить від тиску, у якому протікає процес фільтрації. Фільтрат виходить чистішим, якщо фільтрацію починають при низькому тиску, а потім підвищують його зі збільшенням осаду.

Істотне значення має рівномірність тиску; при безперервному і рівномірному тиску може бути досягнута повнота поділу, якщо тиск нерівномірний і передається поштовхами (наприклад, при подачі суспензії на фільтрпреси за допомогою поршневих насосів), через гідравлічних ударів у фільтрат, що виникають при цьому, можуть потрапити найбільш тонко роздроблені частини.

Повнота поділу знаходиться у зворотній залежності від продуктивності фільтра; що вище продуктивність даного фільтра, то нижча повнота поділу, і навпаки.

Швидкість фільтрації. У кількісному відношенні продуктивність фільтра характеризується швидкістю фільтрації, тобто кількістю фільтрату, що проходить через 1 м² поверхні фільтруючої перегородки за одиницю часу.

Позначимо:

V – обсяг фільтрату в м³; F – поверхня фільтрації в м²; τ – тривалість процесу фільтрації в сек.

Тоді швидкість фільтрації може бути виражена рівнянням:

$$C = \frac{dV}{F_0 d\tau} \left[\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{сек}} \right] = \left[\frac{\text{м}}{\text{сек}} \right]$$

Швидкість фільтрації залежить від основних факторів: тиску, що діє на суспензію, товщини шару осаду на фільтрі, структури або характеру осаду, складу суспензії і температури рідини.

Вплив тиску на швидкість фільтрації тісно пов'язаний з видом осаду. Розрізняють два типи осадів:

а) опади з частинок, що не деформуються, головним чином кристалічні –осади, що не стискаються;

б) осади з частинок, що деформуються, головним чином аморфні –осади, що стискаються

У кристалічних осадах взаємне розташування частинок, отже, і розміри пір, якими протікає рідина, не змінюються зі зміною тиску. Досвідчені д. інші показують, що при зміні тиску в процесі фільтрації від 0,7 до 4 кгс/см² вміст фільтрату (води) в осаді, що не стискається, не залежить від тиску і відповідає обсягу пор; крім того, в осадах що не стискаються, вміст фільтрату залишається постійним не тільки зі зміною тиску, але й зі зміною товщини осаду.

Зміна відсоткового вмісту зважених частинок у суспензії, що фільтрується, також не надає помітного впливу на вміст фільтрату в осаді. Швидкість фільтрування суспензій, що утворюють нестерпні опади, зростає зі збільшенням тиску на рідину, а при тому самому тиску залежить лише від товщини шару осаду.

Якщо фільтрація проводиться при змінному тиску, що поступово збільшується, то обсяг стисливого осаду в міру збільшення тиску, внаслідок звуження капілярних каналів, зменшується, що в свою чергу викликає непропорційне зростання тиску зміна швидкості фільтрації. При утворенні стисливих опадів збільшення швидкості фільтрації відстає від зростання тиску, і може наступити такий момент, коли подальше підвищення тиску є не вигідним.

Швидкість фільтрації залежить від в'язкості рідини, причому зі зростанням в'язкості швидкість фільтрації зменшується. Отже, для підвищення продуктивності фільтра бажано фільтрувати рідини в нагрітому стані. Однак необхідно враховувати, що в'язкість рідин зменшується з підвищенням температури спочатку швидко, а потім повільніше і при подальшому нагріванні після досягнення деякої температури в'язкість практично не змінюється; крім того, підвищення температури не завжди можливе, так як цим може бути викликано розчинення осаду, що фільтрується. Підвищення температури нерідко призводить також до посилення хімічного впливу рідини, що фільтрується на матеріал фільтра.

Тому в кожному окремому випадку необхідно встановлювати оптимальну температуру для даної рідини, що фільтрується.

Промивання осаду. У більшості випадків для того, щоб отримати твердий осад більш чистим або можливо виділити фільтрат повніше, осад на фільтрі промивають водою або іншою рідиною.

При промиванні фільтрат розбавляється, що призводить до збільшення витрати пари на його випарювання, якщо фільтрат має бути отриманий концентрованим. Розведення фільтрату можна значно зменшити систематичним промиванням. У цьому випадку промивку проводять кілька разів розчинами спадних концентрацій і лише остаточно чистою водою. Розчини для промивання є фільтрат від попередніх операцій промивання. Найбільш концентрований розчин періодично відокремлюють та приєднують до основного фільтрату.

Рівняння фільтрації

Продуктивність фільтрів залежить від багатьох факторів, частина яких важко піддається точному обліку.

Окремими дослідниками було запропоновано різні рівняння фільтрації. Однак використовувати ці рівняння для розрахунку та проектування промислових фільтрів без попереднього визначення деяких констант у більшості випадків не вдається.

На основі численних експериментальних робіт з фільтрації можна вважати встановленим, що при протіканні рідини, що фільтрується, через пори осаду і через пори фільтруючої перегородки рух рідини носить ламінарний характер. Отже, воно підпорядковується закону руху рідин у капілярних каналах і може бути вираженим рівнянням:

$$V = \frac{\pi r^4 P \tau}{8 \mu l} \text{ м}^3$$

Фільтри періодичної дії

Класифікація фільтрів. Апарати, у яких здійснюють процес фільтрації, називаються фільтрами. **Залежно від способу дії** розрізняють фільтри періодичної та безперервної дії.

Залежно від виду тиску, яким створюється рушійний напір, необхідний для проштовхування рідини через пори перегородки, що фільтрує, розрізняють:

- 1) фільтри, що працюють під дією гідростатичного тиску стовпа рідини, що фільтрується;
- 2) вакуум-фільтри, що працюють при розрідженні, створюваному вакуум-насосами;
- 3) фільтрпреси, що працюють під тиском, що створюється за допомогою насосів чи компресорів.

Залежно від типу перегородки, що фільтрує, всі фільтри можна розділити на кілька груп:

- 1) фільтри з незв'язаною або зернистою перегородкою;
- 2) фільтри з тканинною перегородкою;
- 3) фільтри з нерухою твердою перегородкою.

Вибір тієї чи іншої перегородки, що фільтрує, обумовлюється низкою факторів; найбільш істотні хімічні властивості рідини, що фільтрується, робочий тиск, при якому ведеться фільтрація, ступінь роздробленості твердих частинок фільтрованої суміші і, нарешті, необхідна продуктивність.

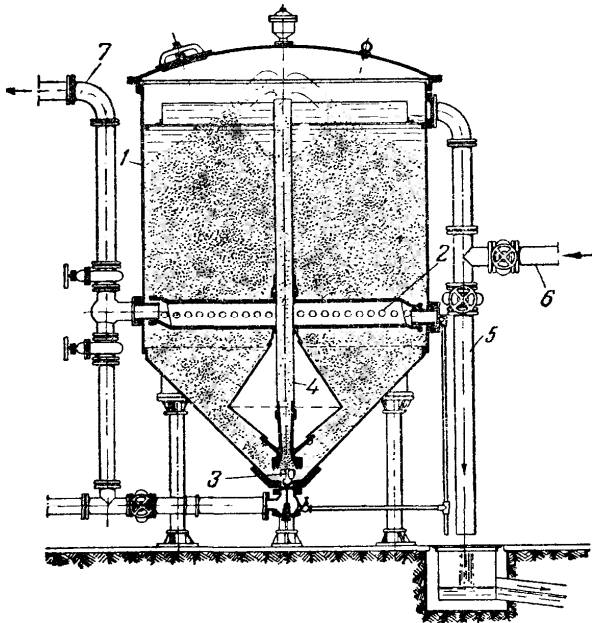


Рис. 1.51 – Пісочний фільтр закритого типу:

1-резервуар; 2-колектор з трубками; 3-пристосування для промивання піску; 4-труба для промивної води; 5-трубопровід для промивної води; 6 – трубопровід для подачі води, що фільтрується; 7-трубопровід для відведення очищеної

Фільтри з незв'язаною або зернистою перегородкою. Найпростішим фільтром може бути посудина, з ґратчастим дном, в якій фільтруючим середовищем є шар осаду, що осідає на дно, а тиск створюється за рахунок гідростатичного тиску стовпа рідини, що фільтрується.

Такий фільтр (рис.1.51) є подальшим розвитком відстійника; в ньому можна повніше, ніж у відстійнику, видалити рідину з осаду, що відстоюється. Однак всю рідину видалити не вдається, так як тверді частинки завжди утримують у порах та на поверхні (під дією сил поверхневого зчеплення) деяку кількість рідини; крім того, рідина під впливом капілярних сил залишається у вільному обсязі між твердими частинками.

Принцип роботи: пісочний фільтр закритого типу представляє собою вертикальний резервуар 1 заповнений піском. В резервуарі встановлений колектор 2, від якого в два боки відходять трубки з отворами. Пристрій 3 який працює як струменевий насос, в нижній частині конічної частини фільтра призначений для промивання піску. Пісок з нижньої частини апарату захоплюється струменями води по трубці 4 до гори і в цей час промивається. Промивна вода виділяється по трубопроводу 5. Вода, яка поступає на фільтрацію, подається під тиском по трубопроводу 6, проходить через шар піску та збирається через трубки в колектор 2, після чого видаляється по трубопроводу 7.

Фільтри з тканинною перегородкою. Зернисті фільтри застосовують головним чином при очищенні рідин, у яких відносний вміст твердої фази мізерно мало в порівнянні з рідкою і осад не становить цінності. Якщо ж кількість твердої фази в суспензії велика або необхідно використовувати тверду фазу, що відокремлюється на фільтрі, або, нарешті, необхідно повніше використовувати рідку фазу, фільтрують на тканинних перегородках.

Такі перегородки виготовляються з волокнистих матеріалів тваринного, рослинного та мінерального походження або з металевих сіток. Основним фактором, що зумовлює вибір матеріалу тканини, є його хімічна стійкість у рідині, що фільтрується.

Тканини вовняні (головним чином грубошерсті сукна) – порівняно добре протистоять дії кислих рідин при температурі їх не вище 40–50 °С.

Бавовняні тканини (бязь та ін) застосовують при фільтрації рідин слабокислих, слаболужних і нейтральних.

Тканини з волокон мінерального походження, головним чином азбестового волокна, добре протистоять дії сильнокислих холодних і нагрітих рідин, внаслідок чого ними користуються при фільтрації концентрованих мінеральних кислот.

Металеві тканини (сітки) із сталі або нікелю найчастіше застосовують для фільтрації сильнолужних рідин.

Для фільтрації застосовують також металеві сітки, виготовлені з нержавіючих та кислототривких сталей, алюмінію та його сплавів, нікелю, латуні, бронзи тощо.

За останні роки знаходять застосування фільтрувальні перегородки, з різних синтетичних матеріалів — хлорвінілові та інші, стійкі проти кислот.

Тканинні фільтруючі перегородки (крім металевих) у більшості випадків мають незначну механічну міцність, тому їх зазвичай укладають на дерев'яні чи металеві решітки.

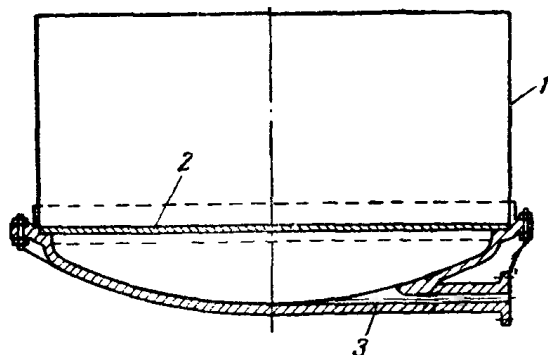


Рис. 1.52 – Нутч-фільтр: 1-резервуар; 2-решітка; 3-патрубок для стоку фільтрату.

Найбільш поширеними фільтрами періодичної дії з тканинною перегородкою є: нутч-фільтри, листові або мішкові фільтри та фільтрпреси.

Нутч-фільтри.

Найпростішими фільтрами з тканинною перегородкою є нутч-фільтри (або просто нутчі), що працюють під вакуумом.

Нутч-фільтр (рис. 1.52) являє собою резервуар 1 з подвійним дном, причому верхнє хибне дно або решітка 2 служить для утримування шару матеріалу, що фільтрує, і допускає вільне протікання рідини в нижню частину фільтра. Осад залишається на перегородці, що фільтрує, а рідина (фільтрат) з нижньої частини апарату під дією розрідження, створюваного вакуум-насосом, виходить через патрубок 3 і направляється в приймальний резервуар. З резервуару рідина перекачується насосом або передається стисненим повітрям на подальшу обробку, а також повторну фільтрацію, якщо фільтрат виходить каламутним.

Продуктивність нутч-фільтру залежить від поверхні фільтрувальної перегородки, товщини шару осаду та ступеня вакууму. У наявних установках розміри фільтрувальної поверхні нутча складають 1–6 м², товщина шару осаду – в межах 50–400 мм.

Перевагою нутч-фільтрів є те, що з осаду можна відсмоктувати більшу частину рідини; внаслідок цього при наступних промивках осаду рідина сильно не розбавляється промивними водами. Крім того, нутч-фільтри дуже прості за конструкцією та в експлуатації легко доступні для спостереження та контролю. Недоліками нутч-фільтрів є громіздкість конструкції, ручне вивантаження та порівняно обмежені розміри поверхні, що фільтрує. Найбільша різниця тисків при фільтрації на нутч-фільтрі обмежена 1 ат, внаслідок чого швидкість фільтрації здебільшого незначна.

Фільтрпреси рамні та камерні. У хімічній промисловості широко поширені фільтрпреси, процес яких прискорюється прошовуванням рідини під тиском 3–4 ат.

Фільтрпрес (рис.1.53) складається з деякого числа розділених жорсткими перегородками (плитами) камер, між якими вміщена тканина, що фільтрує. Плити мають канали для розподілу суспензії, що фільтрується, стоку фільтрату, припливу і стоку промивної рідини і т. д.

Суспензія, що фільтрується, підводиться в камери під деяким тиском; рідина протікає через тканину і стікає в корито, а осад щільно пристає до полотна, утворюючи спресовану тістоподібний корж.

Якщо фільтрація повинна проводитися з нагріванням чи охолодженням, фільтрпрес виготовляється зі спеціальними каналами для підведення пари, води або холодильного розсолу.

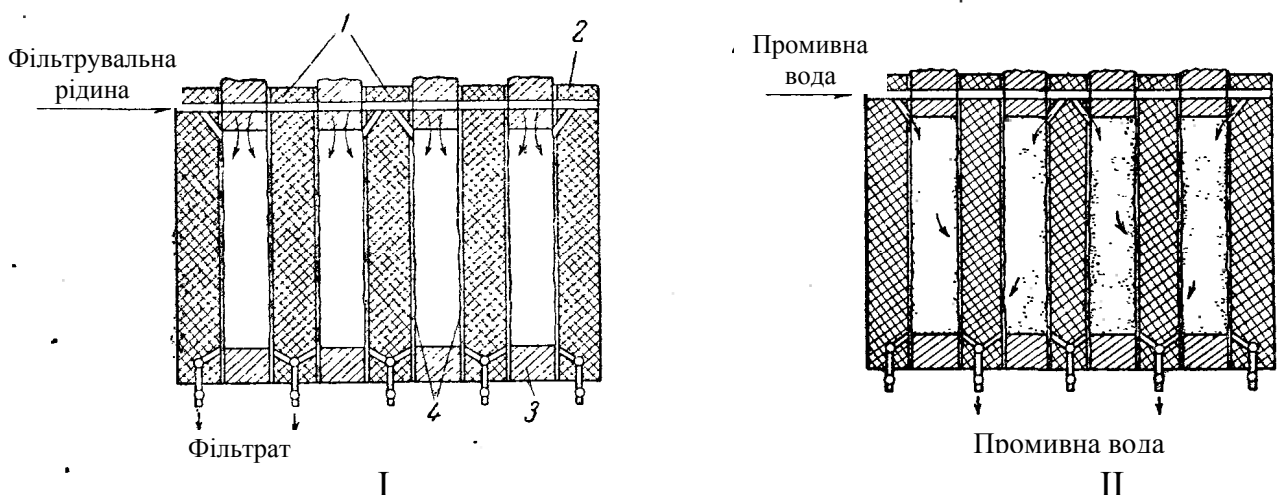


Рис.1.53 – Схема роботи рамного фільтрпреса: I-стадія фільтрації; II-стадія промивання. 1-робочі плити (таблиці); 2-задня плита; 3-рама; 4-фільтруюча тканина (серветки).

Плити рамного фільтрпреса забезпечені дренажними пристроями (канавками) для відведення фільтрату в збірні канали і обслуговують одночасно дві камери, що примикають. Стінки плит і рам мають достатню товщину, щоб витримувати тиск в кілька атмосфер. Отвори що збігаються по осі у верхній частині плит і рам утворюють один загальний канал для подачі рідини, що фільтрується, в камери. Стікає фільтрат через краники у нижній частині плит.

Центрифугування

Розподіл рідких неоднорідних сумішей ефективно проводиться методом центрифугування, що ґрунтується на використанні відцентрової сили. Апарати, у яких рідкі неоднорідні суміші обробляються під впливом відцентрової сили, називаються центрифугами.

Метод центрифугування широко використовують у різних галузях техніки; кількість типів і конструкцій центрифуг дуже велика.

Основною частиною центрифуги є барабан, що обертається з великою швидкістю на вертикальному або горизонтальному валу. Поділ неоднорідних сумішей у центрифугах може проводитися або за принципом відстоювання, або за принципом фільтрації. У першому випадку використовують барабани із суцільними стінками, у другому – з отворами; барабани з отворами покриваються фільтром. Якщо стінки барабана суцільні, то матеріал під дією відцентрової сили розташовується шарами відповідно до питомої ваги, причому безпосередньо біля стінок барабана розташовується шар матеріалу з великою питомою вагою. Якщо стінки барабана мають отвори і забезпечені на внутрішній поверхні фільтрувальною перегородкою, наприклад фільтрувальною тканиною, то тверді частинки суміші залишаються на фільтрувальній перегородці, а рідка фаза проходить через пори твердого осаду і фільтрувальної перегородки і видаляється з барабана.

Центрифугування у відстійних барабанах у загальному випадку складається з двох фізичних процесів: осадження твердої фази (процес проходить за законами гідродинаміки) та ущільнення осаду; до останнього процесу застосовні основні закономірності механіки ґрунтів (дисперсних середовищ).

До певної межі концентрації твердої фази (рівного орієнтовно 3-4% за обсягом) її осадження у відстійному барабані протікає без утворення поверхні поділу між твердою речовиною та рідиною. При підвищенні концентрації така поверхня утворюється внаслідок укрупнення і осадження твердих частинок, що знаходяться в рідині.

Процес центрифугування у відстійних барабанах принципово відрізняється від процесу поділу у відстійниках. В останніх швидкість осадження практично вважатимуться постійною, оскільки процес відбувається у полі тяжкості, прискорення якого залежить від координат падаючої частки.

Тому закономірності процесів відстоювання не можна поширювати процес центрифугування у відстійних барабанах.

Ще більш складним є процес центрифугування у барабанах, що фільтрують. Процес протікає в три стадії: утворення осаду, ущільнення осаду і, нарешті, видалення з пір осаду рідини, що утримується капілярними та молекулярними силами.

Внаслідок цього весь процес відцентрової фільтрації не може бути ототожнений із звичайною фільтрацією, що відбувається під дією сил тяжіння. Лише перший його період принципово близький до звичайної фільтрації та відрізняється від неї лише величиною гідравлічного напору рідини, що протікає через шар осаду під дією відцентрових сил. У цей час волога в осаді знаходиться у вільній формі і видаляється з нього найбільш інтенсивно. Другий період аналогічний відповідному періоду при відстійному центрифугуванні і, нарешті, третій характеризується проникненням повітря в ущільнений осад, тобто механічним сушінням осаду. Швидкість видалення вологи зменшується від першого періоду до третього, причому частину вологи, яка утримується молекулярними силами, видалити не вдається. Очевидно, що другий та третій періоди центрифугування протікають за законами, зовсім відмінними від фільтрації. Тривалість зазначених вище періодів залежить від фізичних властивостей та концентрації суспензій, а також від характеристики центрифуги. Перший період характерний для центрифугування розведених суспензій при тривалому підведенні в барабан; цей період практично відсутній або нетривалий при центрифугуванні багатьох концентрованих суспензій.

Складність та різноманітність процесів центрифугування ускладнює розробку теорії процесу (особливо його кінетика) та точних методів розрахунку центрифуг.

Продуктивність центрифуг. Зазвичай продуктивність центрифуг виражають об'ємом суспензії, що надходить до центрифуги в одиницю часу (л/год), або вагою осаду, що виходить після центрифугування (кгс/год).

Продуктивність центрифуги будь-якого типу залежить від швидкості процесу поділу, що визначається насамперед режимом процесу. Тому розглянемо окремо продуктивність відстійних центрифуг та фільтруючих. В обох випадках вважатимемо, що практично в центрифугу завантажуються матеріал об'ємом 50% від повного об'єму центрифуги.

Конструкція центрифуг

За величиною фактора поділу центрифуги можна умовно розділити на дві групи: нормальні центрифуги та надцентрифуги.

Нормальні центрифуги застосовують головним чином для поділу різних суспензій (за винятком суспензій з дуже малою концентрацією твердої фази) і штучних матеріалів. Надцентрифуги служать для поділу емульсій і тонких суспензій.

За призначенням центрифуги поділяються на три основні групи: фільтрувальні, відстійні та сепарувальні (такі, що розділяють).

Фільтрувальні центрифуги мають дірчасті барабани, які часто покривають зсередини тканиною або іншою перегородкою, що фільтрує. Центрифуги цього типу служать для поділу суспензій із кристалічною або зернистою твердою фазою, а також для зневоднення штучних та твердих матеріалів.

Відстійні центрифуги з суцільним барабаном (без отворів) застосовують для поділу суспензій, що погано фільтруються, і освітлення суспензій з невеликим вмістом твердої фази.

Сепарувальні центрифуги також мають суцільний барабан; їх застосовують для поділу емульсій та концентрування суспензій.

Важливою ознакою типу центрифуг є спосіб вивантаження їх осаду; вивантаження проводиться вручну, за допомогою ножів або скребоків, шнеків і поршнів, що рухаються зворотно-поступально (пульсуючих), а також під дією сили тяжіння та відцентрової сили.

Центрифуги розрізняють також улаштування опор (стоячі і підвісні) і розташування осі (горизонтальні, похилі і вертикальні).

Залежно від організації процесу центрифуги ділять на періодично та безперервно діючі

Періодично діючі центрифуги. Робота центрифуги періодичної дії складається в основному з наступних періодів:

- 1) пуск центрифуги в хід та наповнення барабана;
- 2) обертання барабана з постійною швидкістю та поділ неоднорідної суміші;
- 3) гальмування та розвантаження барабана.

Наповнення барабана роблять або після того, як незаповнений барабан набуває деяку швидкість обертання, меншу за робочу, або при повній швидкості обертання. У деяких випадках барабан завантажують до пуску центрифуги. Осад видаляють після зупинки машини або при обертанні барабана зі зниженою швидкістю.

У багатьох хімічних виробництвах після проведення основного процесу центрифугування виробляють промивку осаду та віджимання промивних вод шляхом повторного пуску барабана на робоче число обертів; іноді цей процес супроводжується вимиванням (екстрагування) тих чи інших компонентів вихідної суміші.

У центрифугах періодичної дії використовується барабан із отворами або суцільний.

Барабан укладений у кожух, який служить збіркою відокремленої рідини та одночасно захисною огорожею у разі розриву барабана. Барабан приводиться у обертання через ремінну передачу або безпосередньо від електродвигуна (іноді гідравлічного приводу).

Рідина під дією відцентрової сили проштовхується через стінку дірчастого барабана (або переливається через край суцільного барабана), збирається в кожусі та видаляється в трубопровод.

Підвісні центрифуги. У підвісній центрифугі (рис. 1.54) вал 3 обертається на кулькових підшипниках, укладених у склянку 4, яка укріплена на каркасі 5. Для надійного самоцентрування машини в ряді конструкцій склянка виконана з кульовою опорою і іноді забезпечена гумовим буфером.

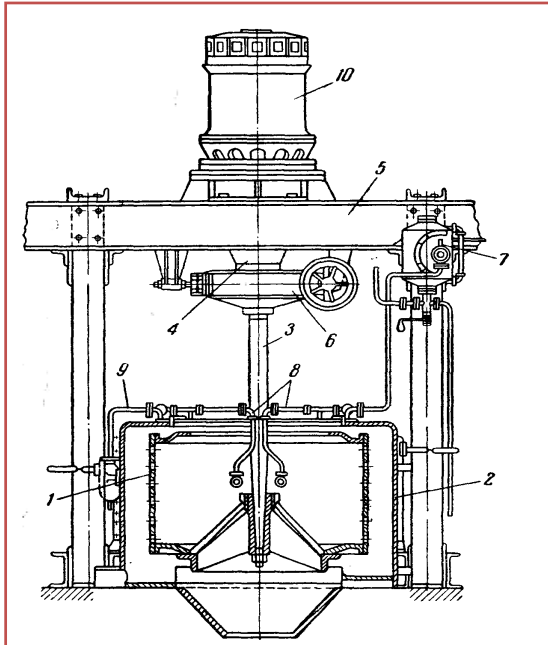


Рис. 1.54 – Підвісна центрифуга:
1 – барабан; 2 – кожух; 3 – вал;
4 – склянка; 5 – каркас; 6 – гальмо;
7 – бачок для промивної води;
8 – трубки для промивної води;
9 – трубки для пари; 10 – електродвигун.

Ступиця валу з'єднана з днищем барабана 1 за допомогою спиць, між якими відбувається вивантаження осаду. Кільцевий отвір днища барабана при обробці деяких продуктів закривають на час роботи знімним запірним конусом (на малюнку не показано). Для того щоб розподілити матеріал, що завантажується більш рівномірно, часто його завантажують в центрифугу при уповільненому обертанні барабана. Центрифуга має барабан фільтруючого типу, що приводиться в дію безпосередньо від електродвигуна 10 або через передачу (в інших конструкціях центрифуг цього типу). Обслуговується машина вручну; для її зупинки користуються гальмом 6.

Підвісні центрифуги іноді забезпечують форсункою для промивання осаду рідиною, що подається зі спеціального мірного бачка, а також паровими форсунками для пропарювання

осаду.

Граничне значення фактора поділу для підвісних центрифуг з барабаном діаметром 1000 та 1200 мм становить відповідно 1180 та 615.

Підвісні центрифуги призначені для поділу суспензій, що потребують центрифугування за короткий цикл; підвісні центрифуги, що саморозвантажуються, придатні для відділення осадів з кутом внутрішнього тертя, меншим 65° . На них відокремлюють осадки, частинки яких не повинні пошкоджуватися при розвантаженні з машини.

Безперервно діючі центрифуги зі шнековим вивантаженням осаду виготовляють переважно відстійного типу (рис. 1.55). Центрифуга має два барабани: зовнішній глухий барабан 1, що складається з циліндричної та конічної частин, і внутрішній барабан 2, що являє собою порожнистий шнек і призначений для вивантаження осаду. Барабан обертається на двох порожнистих цапфах, до яких кріпиться торцевими стінками. Суспензія

подається трубопроводом 3, що знаходиться всередині правої цапфи, і через отвори 4 поступає з внутрішнього барабана-шнека в зовнішній барабан 1.

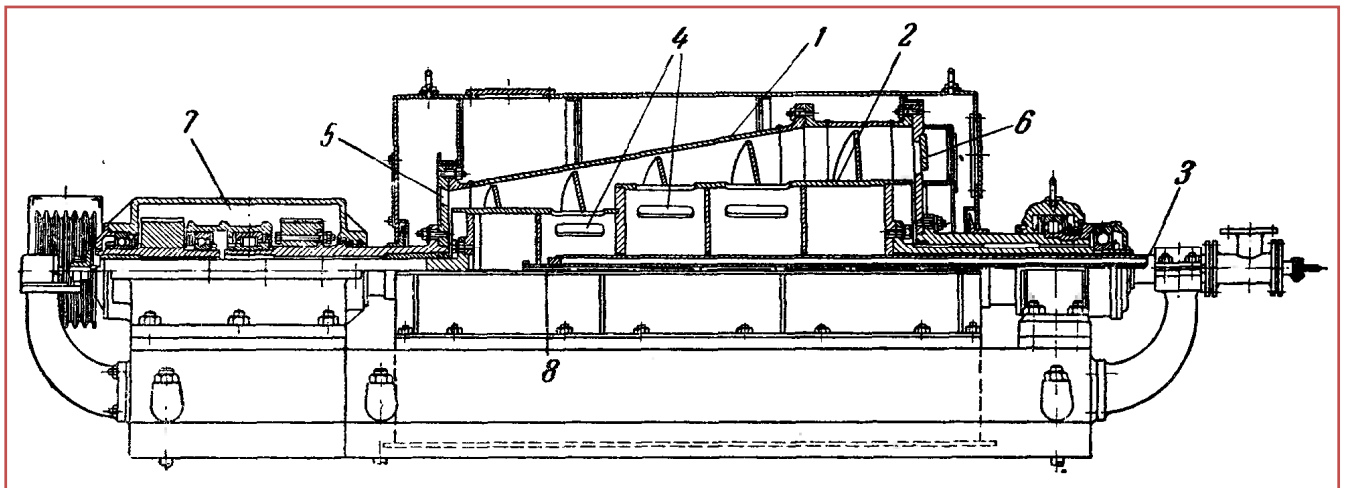


Рис. 1.55 – Центрифуга, що безперервно діє, зі шнековим вивантаженням осаду: 1–зовнішній глухий барабан; 2–внутрішній барабан-шнек; 3–трубопровід для подачі суспензії; 4–отвори для проходу суспензії з внутрішнього барабана в зовнішній; 5–вікна для вивантаження осаду; 6–зливні вікна; 7–редуктор; 8–трубки для промивної води.

Рідина потрапляє у простір між шнеком і барабаном 1, на внутрішній поверхні якого під дією відцентрової сили відбувається осадження твердих частинок. Шнековий барабан обертається з деяким відставанням від зовнішнього барабана (кількість обертів на 1-2% менше). Внаслідок цього він переміщує осад у напрямку до лівої кришки торцевої зовнішнього барабана, в якій є вікна 5 для вивантаження осаду. Рідина рухається у протилежний бік і видаляється через зливні вікна 6, розташовані у правій торцевій кришці барабана. Зйомними заслонками на цих вікнах можна регулювати рівень рідини всередині барабана і, отже, величину заповненого обсягу барабана, званого зоною відстоювання. На вільній від рідини поверхні барабана (зоні осушки) осад додатково зневоднюється, причому перед осушуванням він може бути промитий.

Зовнішній барабан обертається від електродвигуна через клино-ременну передачу, а шнек – від зовнішнього барабана через диференціальний редуктор.

Центрифуга цього типу може бути використана також як класифікатор для поділу твердих частинок за їх розмірами або за питомою вагою. На ній можна розділяти частинки значно меншого розміру, ніж на гідравлічних класифікаторах.

Безперервне вивантаження осаду з центрифуги може бути здійснено і під дією відцентрової сили (рис.1.56).

Суспензія подається зверху та відкидається на внутрішню поверхню конічного барабана 1 з отворами. Рідина проходить через стінки барабана і видаляється в трубопровід 5.

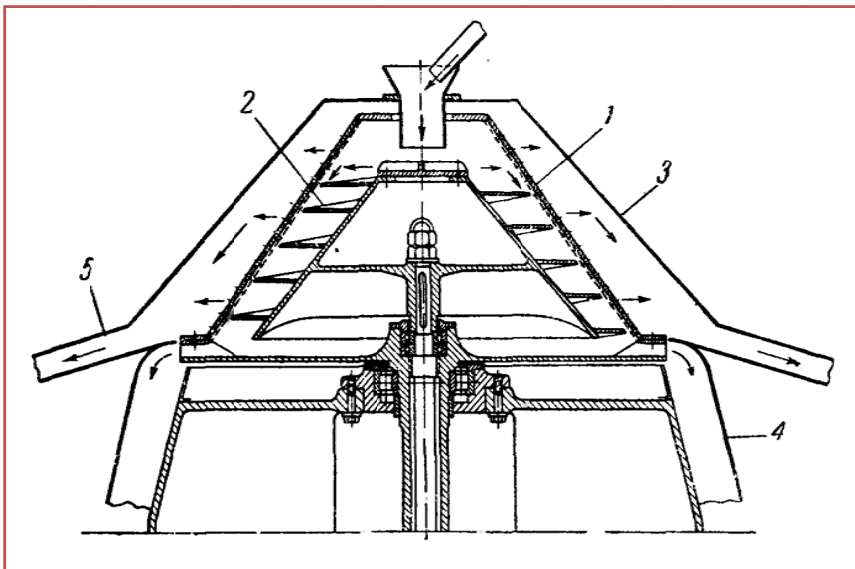


Рис.1.56 – Безперервно діюча фільтрувальна центрифуга з вертикальним конічним барабаном і гальмуючим шнеком: 1 - конічний барабан, 2-шнек, 3 - кожух, 4 - патрубок для видалення осаду, 5 - трубопровід для відведення фільтрату

На поверхні барабана утворюється шар осаду, товщина якого до кінця конуса поступово зменшується. Осад має кут тертя менший, ніж нахил стінок конуса, і тому рухається утворюючим барабаном. З метою збільшення тривалості зневоднення рух осаду

гальмується шнеком 2, який обертається повільніше за барабан. Необхідна різниця

швидкостей обертання барабана та шнека досягається за допомогою зубчастого редуктора.

Осад поступово пересувається до розвантажувального кінця барабана і через патрубок 4 вивантажується транспортер. Центрифуги такої конфігурації застосовують для зневоднення крупнозернистих матеріалів: вугілля, піску, руди тощо.

Надцентрифуги. Для поділу емульсій і тонких суспензій з низькою концентрацією твердої фази, а також для освітлення останніх застосовують центрифуги з великою кількістю обертів, які називаються надцентрифугами.

Відцентрове прискорення зростає прямо пропорційно радіусу і квадрату числа обертів барабана, а напруга в стінках останнього збільшується пропорційно квадрату його радіусу і квадрату числа обертів. Для кращого відстоювання рідини бажано подовжити її шлях в центрифугі.

Таким чином, для кращого поділу (або освітлення) необхідно збільшити кількість обертів, зменшити діаметр та збільшити довжину барабана.

На основі цього створені різні конструкції надцентрифуг, які відрізняються один від одного головним чином пристроєм барабана та числом обертів.

Розрізняють два **основні види надцентрифуг:**

- 1) рідинні сепаратори з барабаном невеликої висоти, що працюють при 5000-10000 об / хв.;
- 2) трубчасті надцентрифуги з трубчастим барабаном, що працюють при 14000-45000 об/хв.

Рідинні сепаратори. Схема сепаратора зображено на рис. 1.57. Барабан сепаратора складається з циліндричного корпусу 1 і конічної кришки 2, з'єднаних накидною гайкою 3. Усередині барабана розміщена конічна тарілка

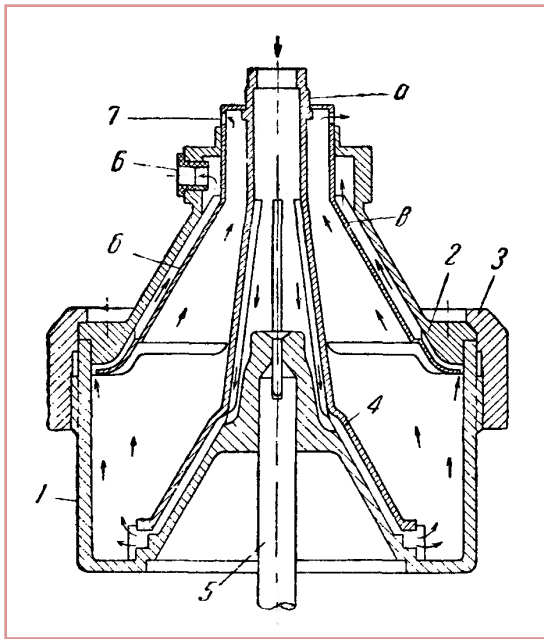


Рис.1.57 – Схема барабана рідинного сепаратора: 1- корпус, 2 - конічна кришка, 3 - накидна гайка, 4 - конічна тарілка, (а - трубка, б - перегородка, 2 - конічна кришка, 3 - накидна гайка, 4 - конічна тарілка, (а - трубка, б - перегородка, в - воронка), 5 - вал, 6 - отвір для виходу важкої рідини, 7 - отвір для виходу легкої рідини

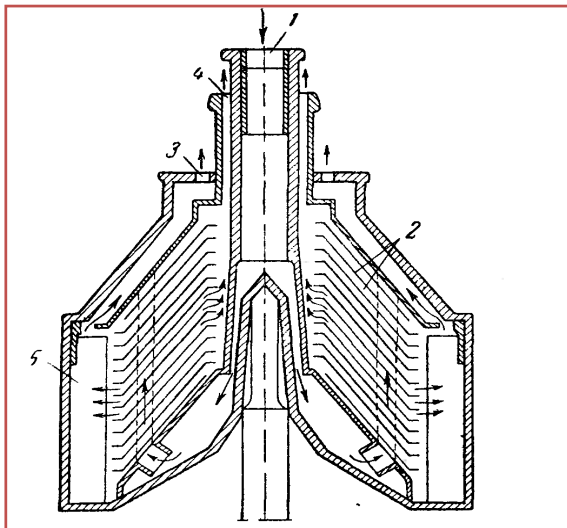


Рис.1.58 – Схема барабана тарілчастого сепаратора: 1 - труба для подачі емульсії, 2 - тарілки, 3 - отвір для відведення важкої рідини, 4 - кільцевий канал для відведення легкої рідини, 5 – ребра

піднімається перегородками вгору до центру і виливається через кільцевий канал 4. Отвори в тарілках розташовуються орієнтовно на поверхні розділу

4. Остання являє собою трубку а, на зовнішній поверхні якої є радіальні перегородки б і воронка в. Емульсія надходить трубою а і рухається по шляху, показаному стрілками. Під дією відцентрової сили більш важка рідина утворює шар біля стінки барабана, проходить по кільцевому зазору між ним і воронкою, після чого видаляється через отвір б. Більш легка рідина рухається ближче до центру барабана і видаляється через отвір 7. Поділ суспензій ведеться до моменту заповнення осадом майже всього об'єму барабана, після чого

зупиняють центрифугу, барабан розбирають та очищають від осаду.

Для очищення забруднених тонких суспензій, наприклад масел, лаків та ін, часто застосовують багатокамерні сепаратори з декількома концентричними перегородками, що утворюють ряд порожнин, через які послідовно (в протилежних напрямках) протікає рідина, що очищається.

Істотним поліпшенням конструкції сепараторів з'явилося поділ потоку рідини в барабані на ряд тонких шарів за допомогою кількох конусоподібних перегородок (тарілок).

У тарілчастих сепараторах (рис. 1.58) маса рідини поділяється на шари без збільшення швидкості, внаслідок чого ефективність розподілу зростає. Емульсія подається центральною трубою / в нижню частину барабана, звідки через отвори в тарілках 2 розподіляється тонкими шарами між ними. Більш важка рідина ковзає по перегородці вниз, збирається біля периферії барабана і відводиться через отвори 3. Легка рідина, навпаки,

важкої і легкої фракції. Для того щоб рідина не відставала від барабана, що обертається, останній постачають ребрами 5, а тарілки-виступами; одночасно виступи фіксують відстань між тарілками.

У деяких конструкціях сепараторів використовуються глухі тарілки; рідина підводиться до периферії тарілок та рухається тонкими шарами до центральної труби, у якій відбираються окремо важка та легка фракції.

Прикладом сепараторів тарілкового типу можуть бути широко поширені **молочні сепаратори**.

Один із таких сепараторів зображений на рис. 1.59. У чавунному

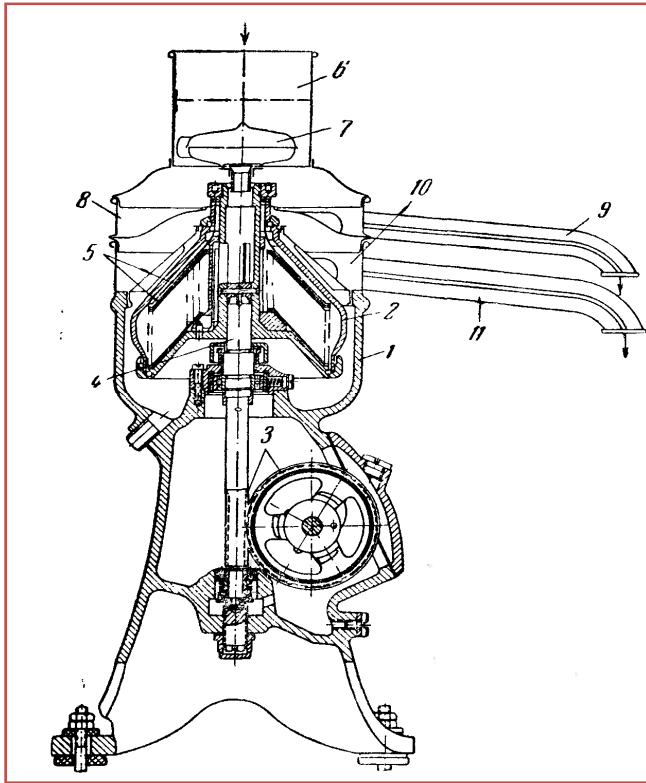


Рис.1.59 – Молочний сепаратор: 1 - корпус, 2 - барабан, 3 - черв'ячна передача, 4 - вертикальний вал-веретено, 5 - тарілки, 6 - приймач молока, 7 - регулюючий поплавок, 8 - збірник вершків, 9 - патрубок для відводу вершків, 10 - збірник знежиреного молока, 11 - патрубок для відводу знежиреного молока.

герметизації апаратури, а також проводити процес за практично постійної температури (підвищеної або зниженої), так як поверхня теплообміну у надцентрифуги незначна.

У порівнянні з тарілчастими сепараторами трубчасті надцентрифуги відрізняються компактністю, простотою конструкції та зручністю експлуатації. Однак для видалення високодисперсних твердих домішок із суспензій, внаслідок винесення твердих частинок при турбулентному русі рідини через барабан центрифуги, продуктивність надцентрифуги може бути нижчою, ніж тарілкового сепаратора.

корпусі 1 встановлений барабан 2, який приводиться в обертання за допомогою черв'ячної передачі через 3 муфту і веретено 4. На барабан надіті тарілки 5, що мають ряд отворів і потовщень. Рідина (молоко) надходить для поділу через приймач 6; подача молока сепаратор регулюється поплавком 7.

Рідина більшої питомої ваги (вершки) збирається у збірнику 10 і видаляється через патрубок //, а легша (знежирене молоко) збирається у збірнику 8 і видаляється через патрубок 9.

Трубчасті надцентрифуги. Як було зазначено вище, надцентрифуги працюють з числом оборотів до 45 000 за хвилину. Завдяки цьому прискорення відцентрових сил у них виражається величиною, що перевищує 12 000-5Г4000 разів прискорення сили тяжіння.

У надцентрифугах зручно обробляти рідини, що вимагають

При виборі надцентрифуг слід враховувати концентрацію твердої фази в суспензії, що розділяється, а також здатність суспензії розділятися, яка характеризується швидкістю осадження частинок дисперсної фази під дією сили тяжіння.

Точні розрахункові методи визначення застосування надцентрифуг для того чи іншого випадку поділу не розроблені, і вибір надцентрифуг проводиться головним чином шляхом попередньої експериментальної перевірки властивостей суспензій і процесу її поділу.

Тема 1.4. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ: ПОДРІБНЕННЯ, СЕПАРУВАННЯ ТА КОМПАКТУВАННЯ

Теорія подрібнення

Основні поняття. Інтенсивність багатьох технологічних процесів залежить від величини поверхні твердих матеріалів, що обробляються; при цьому збільшення їхньої поверхні шляхом зменшення розмірів шматків підвищує швидкість процесу, а також збільшує вихід і підвищує якість кінцевого продукту.

Процес зменшення розмірів шматків твердих матеріалів називається дробленням чи подрібненням; часто під дробленням розуміють зменшення лише великих шматків. Процес подрібнення дрібних шматків називається розмолотом. Подрібненню піддаються паливо, сировина (гірські породи, руди), напівфабрикати та готові продукти.

Подрібнення прийнято називати крупним, якщо обробляються шматки з поперечним розміром від 1000 до 200 мм, середнім і проміжним - в межах від 250 до 50 мм, дрібні - в межах від 50 до 20 мм і тонім (розмолотом) - в межах від 25 до 3ЯІ менше. Подрібнення буває сухе чи мокре; в останньому випадку до вихідного матеріалу додається певна кількість води.

При дробленні та розмелюванні витрачається багато механічної енергії, і тому важливо правильно вибрати спосіб подрібнення.

Відношення діаметра найбільших шматків до подрібнення до діаметра і найбільших шматків після подрібнення називається ступенем подрібнення.

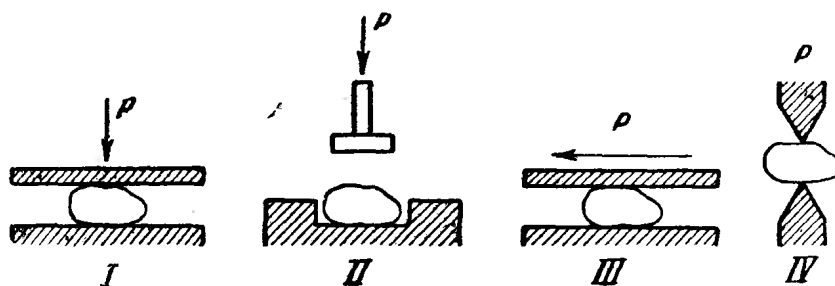


Рис.1.60– Способи подрібнення матеріалів

Подрібнення проводять (рис. 10.1) шляхом роздавлювання (I), удару (II), стирання (III) та розколювання (IV).

У більшості випадків відбувається комбіноване вплив подрібнювальних зусиль, наприклад роздавлювання з стиранням, удар з роздавлюванням та стиранням; іноді до головних зусиль приєднуються побічні-згинальні та розривні.

Спосіб подрібнення вибирають з урахуванням фізичних властивостей подрібнюваного матеріалу, насамперед його твердості та характеру зламу.

Для матеріалів, що відрізняються великою твердістю, більш ефективними є удар і роздавлювання, для в'язких матеріалів краще стирання, для крихких-розколювання.

Одним із найбільш суттєвих факторів, що характеризують процес подрібнення, є витрата енергії. Витрати ці тим більше, чим більшою міцністю має цей матеріал.

Витрата енергії. Існують дві гіпотези визначення величини корисної роботи у процесах дроблення.

Згідно з першою гіпотезою робота, необхідна для роздроблення, пропорційна поверхні подрібненого матеріалу, що знову утворилася при дробленні.

У другій, пізнішій гіпотезі робота, необхідна для роздроблення, пропорційна зміні (зменшенню) обсягу шматків матеріалу і визначається як робота деформації матеріалу при роздавлюванні.

Жодна з розглянутих гіпотез не узгоджується з практикою. Друга гіпотеза дає результати, ближчі до дійсних при великому дробленні, а перша-при дрібному дробленні.

За підсумками теорій дроблення можна намітити правильну організацію процесів подрібнення.

Основні засади подрібнення. Класифікація машин. При подрібненні матеріалів необхідно дотримуватися основного правила: не подрібнювати нічого зайвого.

З цього правила випливають такі положення:

1. Подрібнення будь-якого матеріалу необхідно вести тільки до того ступеня подрібнення, яка потрібна для подальшої його переробки або застосування; частинки матеріалу, подрібнені до необхідного розміру, повинні негайно видалятися з машини; процесу подрібнення повинен передувати процес грохочення (просіювання).

2. Подрібнення по можливості має бути «вільним», тобто не повинно ускладнюватись побічними процесами; лише подолання сил зчеплення між частинками подрібнюваного матеріалу є корисною роботою, що витрачається на подрібнення.

3. При великому ступені подрібнення слід вести процес у кілька прийомів.

Незалежно від характеру подрібнювальних зусиль, ступеня подрібнення та властивостей вихідних матеріалів до всіх подрібнювальних машин пред'являються такі загальні вимоги:

- 1) рівномірність величини шматків подрібненого матеріалу;
- 2) негайне видалення подрібнених шматків із робочого простору;
- 3) найменше пилоутворення;
- 4) безперервне та автоматичне розвантаження;
- 5) можливість регулювання ступеня подрібнення;
- 6) можливість легкої зміни швидко зношуються частин;
- 7) невелика витрата енергії на одиницю продукції.

Всі подрібнювальні машини можна класифікувати за ступенем подрібнення та характером зусиль, що подрібнюють. Найбільш простий у поширеній є класифікація за ступенем подрібнення, згідно з якою всі подрібнюючі машини об'єднують у три групи.

1) машини для великого (попереднього) дроблення; ., 2) машини для середнього та дрібного дроблення;

3) машини для тонкого подрібнення (розмелювання).

А. Велике (попереднє) дроблення

Машини для великого дроблення-дробилки діляться на три основних типи: щоківі, конусні і дискові.

Попередньому дробленню зазвичай піддають крупнокускові матеріали. Метою попереднього дроблення є отримання матеріалу в такому вигляді, щоб стало можливим подальше його подрібнення. Найбільший розмір шматків матеріалу, що надходить на попереднє подрібнення, залежить від величини завантажувального отвору дробарки, званого зівом, а ступінь подрібнення може змінюватися в деяких межах відповідною зміною розміру вихідного отвору дробарки, що називається шпальтом. Подача матеріалу проводиться переважно механічним способом.

Щоківі дробарки. У щоківих дробарках матеріал подрібнюється роздавлюванням шляхом притискання його щокою, що рухається, машини до нерухомої. Подрібнений матеріал випадає з машини під час зворотного ходу рухомої щоки.

У щоківих дробарках наближення та видалення рухомої щоки до нерухомої відбувається періодично. Залежно від способу зміцнення рухомої щоки розрізняють дробарки:

1) з найбільшим розмахом у шпальті рис. 1.61, I);

2) з найбільшим розмахом у зіві (рис. 1.61, II);

3) з рівномірним переміщенням щоки (рис. 1.61, III).

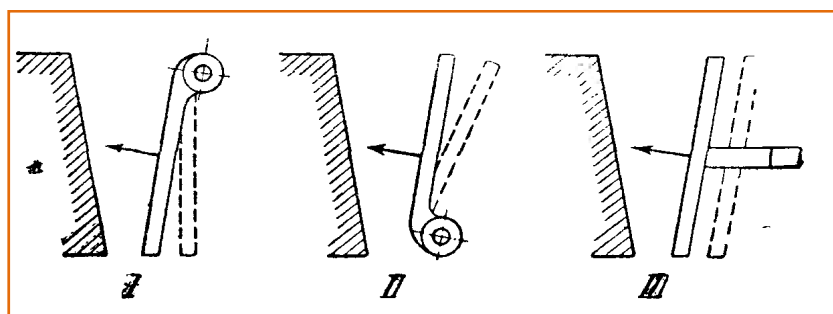


Рис. 1.61. Схеми руху щік у дробарках.

Конструкція щоккових дробарок.

Щекова дробарка з найбільшим розмахом у шпальті зображено на рис. 1.62.

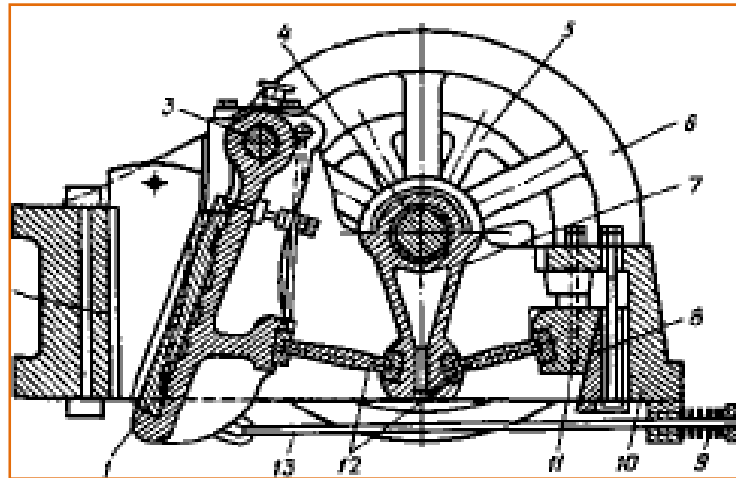


Рис. 1.62 – Щекова дробарка з найбільшим розмахом у шпальті: 1 – тяга, 2 – рухлива щока, 3 – нерухома щока, 4 – вісь рухомої щоки, 5 – ексцентриковий вал, 6 – шатун, 7 – розпірні плити, 8, 9 – регулювальні клапани, 10 – пружина, 11 – станина, 12 – маховик, 13 – шків.

Всі частини дробарки розташовані всередині масивної чавунної станини 11, яка укріплена на міцній основі з цегли або бетону. У великих дробарках станину виготовляють розбірною із сталевих лиття або зварюють із сталевих плит товщиною 25-50 мм.

Роздавлювання матеріалу відбувається в робочому просторі між рухомою 2 і нерухомою 3 щоками, забезпеченими знімними ребристими плитами зі спеціальної сталі. Бічні стінки робочого простору також захищені плитами, що знімаються. Рухлива щока підвішена на нерухомій осі 4 і приводиться в коливальний рух від ексцентрикового валу 5 за допомогою шатуна 6, шарнірно зв'язаного важелями (розпірними плитами) 7 з цією щокою і регулювальними клинами 8 і 9. Шляхом переміщення клинів, взаєм за допомогою болтів регулюють ширину випускної щілини і, отже, ступінь подрібнення матеріалу. Тяга / і пружини 10 створюють в системі, що рухається, натяг і забезпечують зворотний рух щоки.

Шматки матеріалу подрібнюються тоді, коли шатун 5 піднімається, внаслідок чого рухома щока 2 наближається до нерухомої. При опусканні шатуна щілина дробарки відкривається і подрібнений матеріал випадає з робочого простору. Колінчастий важіль, утворений шатуном та розпірними плитами, є основою конструкції дробарки цього типу і дає можливість отримувати дуже великий тиск.

Щоккові дробарки характеризуються розмірами **зіва і шпальта**. Щоки цих дробарок найбільше зношуються, а тому їх роблять знімними і виготовляють із зносостійкого матеріалу. Вибір металу для щік залежить від характеру

подрібнюваного матеріалу: для більш м'яких матеріалів щоки виготовляють з чавуну, для твердих – з литої марганцевистої або хромистої сталі.

Щоки можуть бути гладкими або ребристими; гладкі щоки застосовують при дрібному дробленні і для крихких матеріалів, а ребристі-при великому подрібненні та для твердих матеріалів.

Щоківі дробарки мають і недоліки: 1) сильний струс будівель внаслідок неврівноваженості дробарки; тому щокові дробарки не встановлюють на верхніх поверхах будівель; 2) перебої в роботі через поломку деяких деталей (розпірних плит шатуна, а іноді і станини) внаслідок попадання в робочий простір шматків металу разом з матеріалом, що подрібнюється; 3) забивання робочого простору матеріалом, що подрібнюється при нерівномірній подачі шматків, чого можна уникнути тільки при ручному завантаженні.

Конусні та дискові дробарки

У конусних дробарках шматки матеріалу роздавлюються в результаті безперервного натискання вертикального зрізаного конуса, що ексцентрично обертається в іншому порожнистому конусі. Обидва конуси мають гладку або ребристу внутрішню поверхню. Матеріал потрапляє в робочий простір дробарки (рис. 1.63), що є воронкою, і подрібнюється між внутрішньою поверхнею зовнішнього конуса і зовнішньою поверхнею внутрішнього конуса.

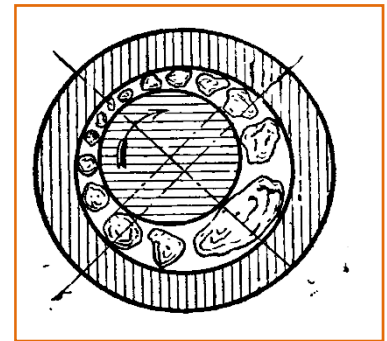


Рис.1.63 – Схема подрібнення у конусній дробарці.

Внутрішній конус, що обертається подібно до конічного маятника, подрібнює дрібні шматки матеріалу за допомогою тиску (роздавлювання), а великі-за допомогою роздавлювання і вигину.

Завдяки використанню вигину знижується витрата енергії на дроблення,

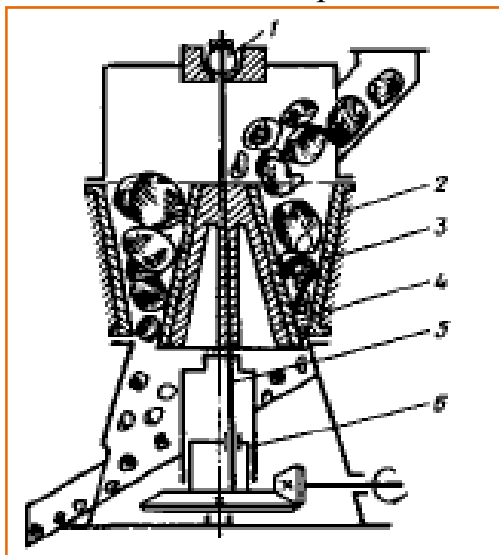


Рис.1.64. Конусна дробарка:
1 – кульова опора, 2 – корпус,
3 – броньова плита, 4 – головка,
5 – вертикальний вал, 6– эксцентрик

що є великою перевагою дробарок цього типу; крім того, при такому способі подрібнення виходить мало дрібнозернистого та пилоподібного продукту. Конусні дробарки широко застосовують для великого дроблення.

Конусні дробарки з верхньою опорою для вертикального валу. Дробарка такого типу (рис. 1.64) складається з двох конусів, облицьованих плитами з твердої сталі. Матеріал поступає в дробарку через завантажувальну воронку і попадає в простір між корпусом (нерухомою щокою) 2 та рухомою конусною щокою 4. Вал дробарки підвішений угорі за допомогою кульової опори. Безпосередньо під внутрішнім конусом розташований вкладиш-ексцентрик 6, який обертається через зубчасту передачу. Вал

встановлений в цьому вкладиші ексцентрично, і тому при обертанні вісь вала описує в просторі конічну поверхню, одночасно повертаючись навколо своєї осі внаслідок тертя по матеріалу. Конус 4 то віддаляється від зовнішнього конуса і захоплює матеріал, наближається до зовнішнього конуса і, притискаючи матеріал до внутрішньої поверхні цього конуса, роздавлює шматки матеріалу. Шматки подрібненого матеріалу вільно проходять у нижню щілину між конусами. Ступінь подрібнення можна регулювати зміною величини щілини шляхом підняття чи опускання вала.

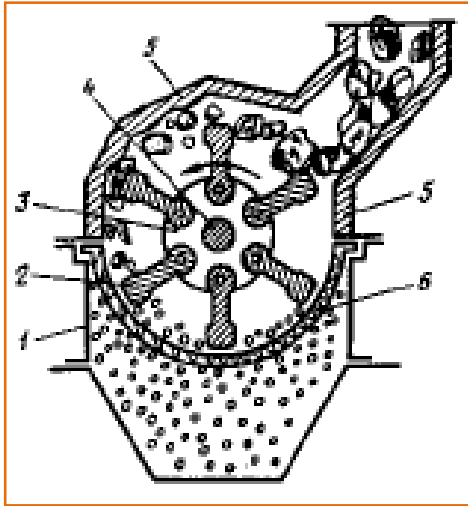


Рис.1.65. Молоткова дробарка:
1 – корпус, 2 – молотки, 3 – диск,
4 – вал, 5 – броньована плита,
6 – решітка

Молоткова дробарка. Матеріал через завантажувальну воронку поступає в робочий простір дробарки. В корпусі 1 футерованому з середини броньованими плитами 5 на валу 4 закріплений диск 3 з молотками 2. Під час обертання вала матеріал, що поступає в дробарку, б'ється по черзі об молотки та броньовану плиту, поступово розколюючись на дрібніші шматки. Кінцевий розмір шматків контролюється отворами решітки 6, яка встановлена в нижній частині дробарки.

Перевагою молоткової дробарки є можливість її використання як для грубого подрібнення, так і для тонкого подрібнення з переважним деформаційним навантаженням – ударом.

Середнє та дрібне дроблення

Отримані після великого дроблення шматки з поперечником не менше 50 мм часто піддають подальшому подрібненню в машинах для середнього та дрібного дроблення та отримують матеріал у вигляді зерен величиною до 10–1 мм; у деяких машинах для дрібного дроблення матеріал може бути подрібнений до мікронного рівня. Для середнього та дрібного дроблення широко застосовують дробильні валки (валкові дробарки).

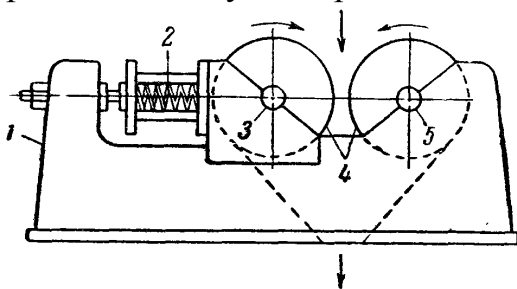


Рис.1.66 Валкова дробарка:
1 – станина, 2 – пружина, 3 – рухлива
вісь, 4 – валки, 5 – нерухома вісь

Валкова дробарка. Валки діють за принципом роздавлювання шляхом постійного та безперервного натискання на матеріал. Валки складаються (рис. 1.66) з рами 1 і двох циліндричних валків 4 однакового діаметра, що обертаються на паралельно розташованих горизонтальних осях у взаємно зворотних напрямках, тобто назустріч один одному.

Матеріал надходить зверху, захоплюється валками, силою тертя захоплюється у щілину між ними, поступово подрібнюється та викидається з іншого боку у вигляді зерен певних розмірів.

Ступінь подрібнення визначається шириною щілини між валками. Так як валки подрібнюють матеріал простим роздавлюванням без стирання і мають внутрішню щілину постійного розміру, через яку можуть вільно проходити зерна матеріалу, що володіють меншими розмірами, ніж ширина щілини, кількість дрібниці при дробленні на валках незначно.

Для того щоб уникнути деформації та поломки валків при попаданні в них шматків занадто великих розмірів та підвищеної твердості, одна вісь встановлена нерухомо, а інша - у рухомих підшипниках. Рухлива вісь може відсуватись настільки, щоб великий шматок зміг пройти між валками. Рухлива вісь 3 наближається до нерухомої осі 5 за допомогою пружини 2. Пружини здатні створювати тиск до 500 МПа.

Кут захвату. Для того щоб валки могли подрібнювати матеріал, що завантажується, шматки повинні бути втягнуті в щілину між валками, що обертаються. Втягування шматків матеріалу залежить від кута захоплення валків, тобто від кута між дотичними, проведеними в точках торкання шматка матеріалу з поверхнею валків.

Величина кута захоплення залежить від коефіцієнта тертя матеріалу, діаметра валків і величини шматків подрібнюваного матеріалу. Як і в щоккових дробарках, кут захоплення валків повинен бути меншим за подвійний кут тертя, тобто практично менше 34° .

Кут захоплення зменшується зі збільшенням діаметра валків, зі збільшенням відстані між валками та зменшенням розмірів шматків подрібнюваного матеріалу.

Бігуни

Принцип дії. Бігуни (рис. 1.67) складаються з чаші 1 і двох або трьох жорнов 2, що здійснюють складний рух навколо вертикальної та горизонтальної осей. Жорнова котяться по чаші і подрібнюють матеріал роздавлюванням та стиранням.

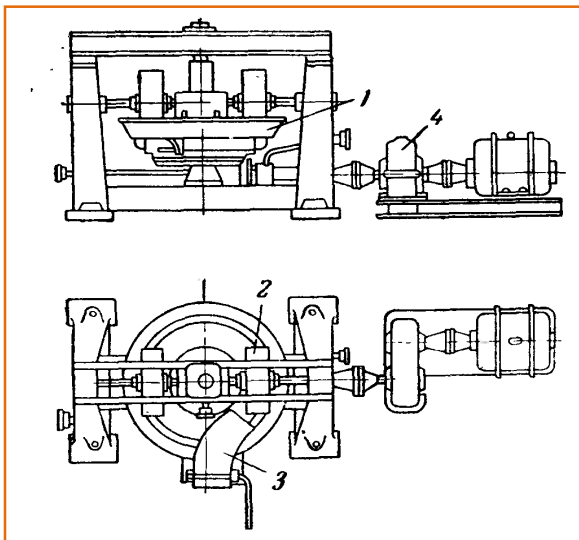


Рис.1.67.Бігуни: 1 – чаша, 2 – жорно, 3 – плуг для вивантаження матеріалу, 4 – привід

Розрізняють два типи бігунів:

- 1) з жорнами, що рухаються, і нерухомою чашею;
- 2) з чашею, що обертається, і нерухомими (по відношенню до вертикальної осі) жорнами. В обох випадках жорна обертаються навколо своєї горизонтальної осі.

Бігуни першого типу застосовують для подрібнення шматкового матеріалу, попередньо подрібненого в дробарці, бігуни другого типу-для попередньо дробленого матеріалу. Так як при обертанні жорен навколо осі розвивається

значна відцентрова сила, то для зменшення її доводиться зменшувати кількість оборотів жорен або чаші, зі зниженням продуктивності бігунів.

Бігуни з чашею, що обертається, мають велику кількість обертів і, отже, володіють і великою продуктивністю, але для них потрібен пристрій потужних підп'ятникових опор.

Кут захвату. Для того щоб подрібнення протікало нормально, кут захоплення бігунів повинен бути меншим за кут тертя подрібнюваного матеріалу. Діаметр жорна бігунів повинен бути приблизно в 15-20 разів більше діаметра шматків матеріалу, що надходить на подрібнення.

Продуктивність та потрібна потужність. Продуктивність бігунів можна обчислити теоретично, вважаючи, що всі шматки матеріалу мають форму кулі.

Роблячи таке припущення, можна визначити теоретичне число шматків, яке бігуни можуть подрібнити за одну годину:

$$z = \frac{2\pi r_{\text{ср}} b}{d^2} 60ni$$

де: $r_{\text{ср}}$ – середній радіус обертання жорнів, м,

b – ширина жорна, м;

d – діаметр шматків матеріалу, м;

n – число оборотів бігунів в 1 хв.;

i – число жорнів.

Тоді теоретична продуктивність бігунів:

$$G_{\text{теор}} = z \cdot \frac{\pi d^3}{6} \gamma = 20\pi^2 i r_{\text{ср}} b d n \gamma$$

де: γ – питома вага матеріалу, кгс/м³

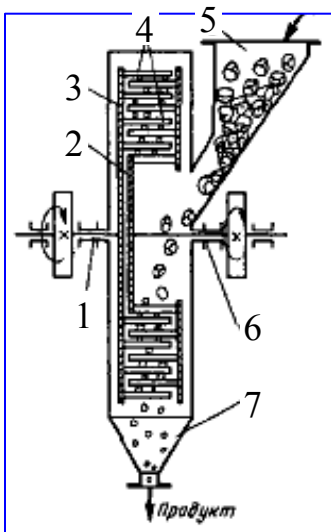


Рис.1.68. Дезінтегратор:
1,6 – вали, 2,3– диски,
4 – пальці (била), 5–
завантажувальна воронка,
7– розвантажувальна
воронка

Практично за один оборот жорнів подрібнюється із заданим ступенем подрібнення лише близько 2% від теоретичної кількості матеріалу.

Ударно-дискові млини (дезінтегратори). У таких млинах матеріал подрібнюється за допомогою круглих пальців, насаджених на диски, що швидко обертаються.

Ударно-дисковий млин (дезінтегратор) складається з двох дисків 1 і 2, закріплених на валах 3 і 4 (рис. 1.68). Вали наводяться у обертання від трансмісії через шківи 5 та 6. На кожному з дисків розташовані по концентричних кіл ударні круглі пальці 7, причому кожен ряд пальців одного диска входить між двома рядами пальців іншого з невеликим зазором між ними. Число пальців у концентричних колах збільшується у напрямку від центру до периферії. Матеріал подається збоку вздовж осі дисків,

відкидається до периферії, підхоплюється пальцями іншого диска, що обертається у зворотний бік, і знову відкидається, при цьому матеріал подрібнюється, і коли розмір його зерен досягає величини меншої, ніж відстань між пальцями останнього (зовнішнього) ряду, зерна викидаються в корпус апарату та видаляються через розвантажувальну лійку.

У млинах, призначених для подрібнення в'язких матеріалів, один із валів встановлений у рухомих підшипниках; при цьому є можливість розсувати диски та очищати внутрішню порожнину машини.

Швидкість обертання таких млинів становить від 1200 до 2200 об/хв., їх продуктивність коливається в межах 500—18 000 кгс/год.

Тонке подрібнення

Тонке подрібнення матеріалів проводять у млинах різних конструкцій, що працюють шляхом стирання матеріалу або одночасного впливу ударних і зусиль, що стирають. Число типів і конструкцій млинів для тонкого подрібнення дуже значне; найбільш поширені кульові та кільцеві млини. Дуже тонкий помел проводять у колоїдних млинах.

Економічність процесу подрібнення залежить не тільки від конструкції самого млина, а й від схеми млинового агрегату. Тому розглянемо основні схеми подрібнення у млинах.

Схеми подрібнення. Для дрібного та тонкого подрібнення матеріалів

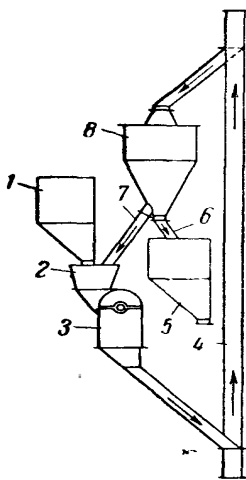


Рис. 1.69—Схема роботи млина у замкнутому циклі: 1 — завантажувальний збірник; 2—воронка; 3 — млин; 4—елеватор; 5 — бункер, 6, 7 - труби; 8 — сепаратор.

часто застосовують агрегати, що працюють за замкнутим циклом. При такій схемі подрібнення матеріал з млина (або дробарки) надходить в апарат, що класифікує зерна крупно. Звідси частина матеріалу, відповідного необхідного ступеня подрібнення, видається як готовий продукт, а більші зерна знову повертаються в пристрій млина; цим замикається цикл.

За допомогою замкнутого циклу вдається збільшити продуктивність млинів без збільшення витрати енергії на розмел, оскільки стає можливим безперервно відводити частину продукту, що відповідає заданій кінцевій величині зерен, і повертати решту, більшого продукту. При роботі по замкнутому циклу з млина може вивантажуватися весь продукт, незважаючи на те, що розмелюванню до заданого розміру зерен піддається тільки частина продукту.

На рис. 1.69 показана найпростіша схема роботи млина у замкнутому циклі з повітряним сепаратором. Матеріал надходить із завантажувального збірника / у вирву 2 і потім у млин 3. Подрібнений продукт подається елеватором 4 повітряний сепаратор 8. У сепараторі продукт, подрібнений до необхідної крупності, видаляється по трубі 6 у збірник 5 готового продукту, а більший (так звані хвости) направляється по трубі 7 назад у завантажувальну воронку 2 млина.

Дроблення у відкритому циклі без класифікації зерен за розміром є більш простим; при роботі у відкритому циклі навантаження на млин (дробарку) менше, ніж у замкнутому.

Незважаючи на меншу економічність, розмел у відкритому циклі у багатьох випадках більш ефективний для отримання продукту необхідної якості, наприклад для подрібнення лускатих волокнистих та інших матеріалів, коли необхідне тривале розмелювання для отримання частинок потрібної форми. Розмел у відкритому циклі виробляють при середньому дробленні, а також у всіх випадках, коли не потрібно строго рівномірне подрібнення.

Кульові та стрижневі млини

Для тонкого подрібнення найбільш широко застосовують так звані кульові млини, в яких продукт обробляється сферичними або циліндричними подрібнювальними тілами, що знаходяться разом з ним в барабані, що обертається.

Принцип дії. У кульових млинах подрібнення матеріалу відбувається під дією ударів сталевих або керамічних куль, що падають на нього і шляхом стирання його між кулями і внутрішньою поверхнею корпусу млина.

Якщо кульовий млин, наповнений кулями, привести в обертання, то внаслідок тертя між стінкою млина і кулями останні піднімаються в напрямку обертання доти, поки кут підйому не перевищить кута їх природного укосу, після чого вони скочуються вниз.

Зі збільшенням швидкості обертання млина зростатиме відцентрова сила і відповідно збільшуватиметься кут підйому куль до того часу, поки складова сили ваги куль стане більше відцентрової сили. З цього моменту кулі почнуть падати вниз, описуючи при падінні деяку криву параболічну. При подальшому збільшенні швидкості обертання млина відцентрова сила може стати настільки великою, що кулі обертатимуться разом із млином, не подрібнюючи матеріалу.

Очевидно, можна визначити кількість обертів барабана млина, при якому кулі падали б з найбільшої висоти і мали б найбільшу швидкість падіння.

$$n = \frac{37,2}{\sqrt{D}}$$

де: D – діаметр барабану,

n – критичне число оборотів; при цьому числі обертів кулі вже не будуть робити корисної роботи, тобто матеріал не піддаватиметься подрібненню. Практично число обертів приймають рівним 75% від критичного.

Принципово важливим є також вагове співвідношення мелючих тіл та матеріалу. Враховуючи схему наведену на рис.10.11, становиться зрозуміло, що мелючі тіла потрібно бути значно більше матеріалу для реалізації обох типів деформаційних навантажень на матеріал: удару та стирання. Якщо мелючих тіл

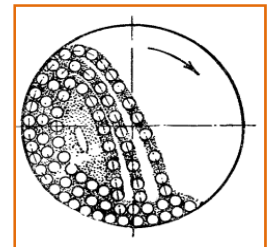


Рис.1.70–Схема переміщення куль у млині.

буде приблизно втричі більше за вагою ніж матеріалу, буде реалізуватися обидва типи механічного навантаження. Якщо мелючі тіл та матеріалу буде порівну – шар матеріалу внизу барабану буде демпфувати удар подрібнювальних тіл, тому як деформаційне навантаження буде працювати лише стирання.

Кульові млини відрізняються великою витратою енергії; при роботі вхолосту млина, заповненого кулями, витрата енергії приблизно дорівнює витраті енергії при роботі млина з повним завантаженням, тобто при подрібненні матеріалу. Тому робота млина з неповним навантаженням дуже не вигідна.

Кульові млина мають невисокий к.к.д. – не більше 15%. Енергія в основному витрачається на знос куль і корпуси млина, тертя; нагрівання матеріалу тощо.

Позитивними якостями кульових млинів є:

1) універсальність, тобто можливість подрібнення різних матеріалів, і висока продуктивність;

2) незмінність заданої тонкощі помелу при певній продуктивності млина протягом тривалого періоду часу (з періодичним додаванням куль для компенсації їхнього зносу);

3) надійність та безпека роботи, простота обслуговування.

Кульові млини можуть працювати без магнітного сепаратора, так як потрапляння до млина сторонніх металевих предметів не є небезпечним; крім того, в них можна поєднувати розмелювання з сушінням гарячим повітрям.

Кульові млини мають такі недоліки:

1) громіздкість і велику вагу;

2) велика питома витрата електроенергії на подрібнення;

3) шум під час роботи.

Вібраційні млини

Останніми роками у промисловості будівельних матеріалів почали застосовувати тонкого подрібнення звані вібраційні млини, дозволяють вести як сухе, і мокре подрібнення до високого ступеня дисперсності матеріалів. Схема такого млина представлена на рис. 1.71. Млин має корпус 3 циліндричної або коритоподібної форми, всередині якого на шарикопідшипниках обертається від електродвигуна / (через еластичну муфту 2) горизонтальний неврівноважений вал 4. Корпус млина встановлений на фундаменті за допомогою масивних клапанних пружин 7 і заповнюється тілами, що подрібнюють, зазвичай сталевими кулями. Подрібнюваний матеріал завантажуються в корпус. При обертанні неврівноваженого валу корпус млина наводиться в круговий коливальний рух, стінки корпусу повідомляють тілам, що мелють, часті імпульси, внаслідок чого матеріал і кулі в млині роблять складний рух. При малій частоті коливань вібромлину кожне з подрібнювальних тіл робить у ній лише обмежені переміщення біля деякого середнього становища. У міру збільшення частоти коливань досягається критична зона, в якій характер руху змінюється: подрібнювальні тіла

підкидаються, стикаються і здійснюють відбиті кидки, обертаються, і, крім того, все завантаження переміщується навколо центральної труби корпусу.

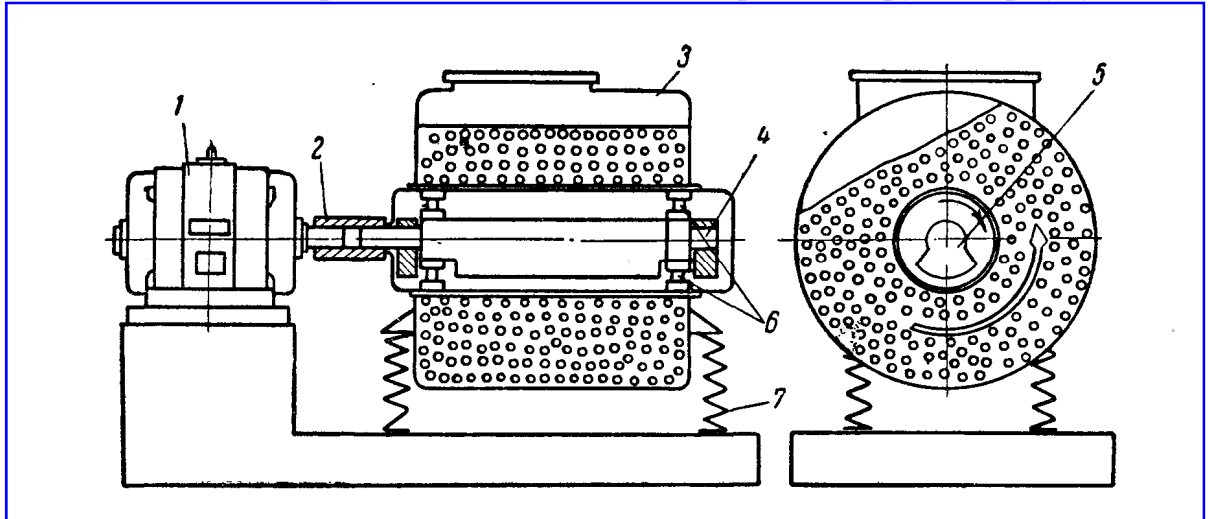


Рис. 1.71. Схема вібраційного млина: 1 – електродвигун; 2 – еластична муфта; 3 – корпус; 4 – вал вібратора; 5 – дебаланс; 6 – підшипники; 7 – пружини.

Висока частота коливань і різноманітний характер впливів подрібнювальних тіл на матеріал створюють втомний режим руйнування матеріалу, що обробляється. Це є головною особливістю процесу вібраційного подрібнення і пояснює, чому вібраційний млин особливо ефективний при отриманні продуктів високого ступеня дисперсності. В результаті сукупних механічних впливів високої частоти і напружених станів, що періодично виникають, в подрібнюваному матеріалі слабкі місця, завжди наявні в структурі твердого матеріалу, ще більше послаблюються і руйнування частинок відбувається по цих місцях. При подрібненні матеріалу зі зменшенням середнього розміру частинок, що супроводжується скороченням числа дефектів, процес подрібнення уповільнюється. Коли розмір часток доводиться приблизно до 1 мм і особливо до 100 мкм, матеріал, що подрібнюється, як би зміцнюється, тобто його розмолоздатність різко падає.

Основними показниками режиму роботи вібраційного млина є частота і амплітуда коливань, форма, розміри та матеріал подрібнювальних тіл, ступінь заповнення корпусу млина подрібнювальними тілами та співвідношення між кількістю цих тіл та завантаженням подрібнюваного матеріалу. Режим роботи визначається також родом помелу-сухий або мокрий, способом дії-періодичний або безперервний, з класифікацією або без неї та ін.

Частота та амплітуда коливань вібраційного млина визначають інтенсивність роботи куль, величини споживаної енергії та зусиль, що діють у механізмі млина. Частота коливань (або число кругових хитань) за хвилину дорівнює числу оборотів приводного електродвигуна, вал якого з'єднаний еластичною муфтою безпосередньо з валом вібратора. Амплітуда коливань, або половина розмаху коливань залежить від величини моменту вібратора, ваги корпусу з вібратором, ваги подрібнювальних тіл і завантаження

подрібнюваного матеріалу, частоти коливань і консистенції подрібнюваного матеріалу. Встановлено, що інтенсивність процесу значно вища при більших частотах і менших амплітудах коливань, ніж при менших частотах і більших амплітудах у межах того самого прискорення.

Ступінь заповнення корпусу млина тілами і матеріалом, що подрібнюється, тобто відношення об'єму суміші тіл і подрібнюваного матеріалу до загальної ємності корпусу, рекомендується приймати при сухому помелі порядку 0,75-0,85 для коритоподібних корпусів і 0,8-0,9 для циліндричних корпусів. При диспергуванні суспензії та паст приймають ступінь заповнення корпусу млина 0,7-0,75.

Встановлено, що найбільшій продуктивності вібраційний млин досягає тоді, коли обсяг подрібнюваного матеріалу дорівнює обсягу міжкульового простору або коли відношення обсягу куль до обсягу матеріалу становить приблизно 2,5.

При подрібненні до частинок розміром 5–15 мкм і більша продуктивність вібраційного млина буде більшою при сухому помелі; при подрібненні до менших розмірів частинки ефективнішим буде мокрий помел.

Процес вібраційного подрібнення супроводжується переходом значної частини механічної енергії, що витрачається в теплову, у зв'язку з чим значно підвищується температура подрібнювальних тіл і подрібнюваного матеріалу в млині. При періодичному режимі млина температура всередині млина може досягти 100° і більше. Таке підвищення температури подрібнюваного матеріалу припустимо не завжди, і тому вібратори вібраційних млинів постачаються сорочкою для охолодження безперервно циркулюючою водою. Якщо охолодження виявляється недостатнім, додатково охолоджують корпус млина, наприклад, шляхом водяного зрошення. При мокрому подрібненні для охолодження встановлюють холодильники. Схема мокрого помелу представлена рис. 1.73.

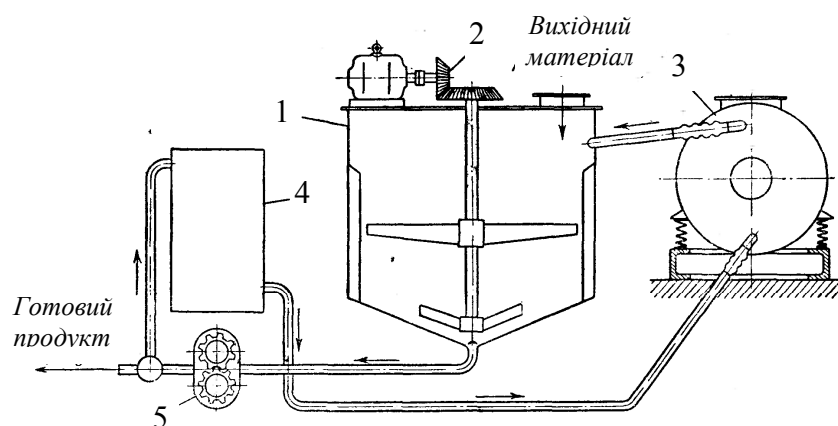


Рис. 1.73 – Схема установки для мокрого вібраційного помелу: 1–змішувач; 2–привід; 3–вібраційний млин; 4–холодильник; 5–насос

Залежно від розмолотності, крупності та вологості подрібнюваного матеріалу, а також від необхідного ступеня дисперсності подрібненого

матеріалу, продуктивність існуючих вібраційних розмольних установок становить від 300 до 500 кгс на годину.

Колоїдні млини. Для досягнення помелу високої тонкості та отримання частинок, величиною менше 1 мкм застосовують колоїдні млини. У цих млинах можна подрібнити матеріал розміром найбільших частинок 1—0,4 мкм.

Колоїдні млини застосовують також для диспергування, емульгування та приготування гомогенних розчинів. Подрібнення матеріалу в них відбувається за рахунок тертя або ударів та проводиться сухим або мокрим способом.

СЕПАРУВАННЯ

Для поділу подрібнених твердих тіл на фракції із зернами приблизно однакової величини застосовують гуркіт, або ситову класифікацію.

Процес грохочення може мати самостійне значення – для приготування готових продуктів певних сортів або може бути допоміжним, наприклад при підготовці матеріалу для будь-яких подальших операцій. У першому випадку гуркіт називають сортуванням, а в другому – до класифікації.

Грохоти виробляють за допомогою сит, або гуркотів, апаратів, головною частиною яких є плоскі циліндричні або конічні сита. При гуркотінні дрібні шматки, розміри яких менші за розміри отворів сита, проходять через останні, а великі шматки залишаються на ситі і таким чином відокремлюються від дрібних.

Сита

Для просіювання матеріалів застосовують сита, виготовлені головним чином із металевих сіток або листів з перфорованими отворами круглої або прямокутної форми.

У хімічній промисловості застосовують сита з сітками зі сталевого вуглецевого дроту, а для просіювання матеріалів, що хімічно діють на вуглецеву сталь, – сита зі спеціальних сталей і кольорових металів (міді, латуні та ін.).

Зазвичай розміри сит встановлюють на основі певних закономірностей, причому найчастіше сита класифікують згідно з лінійними розмірами їх отворів.

Кожна система або шкала сит характеризується сталістю відносин отворів кожного сита до наступного, тобто постійною величиною, яка називається модулем.

Сита із неквадратними отворами часто позначають номерами.

Поширеними є системи сит, що характеризуються числом отворів на довжині 1 см або величиною кореня квадратного з отворів, що припадають на 1 см^2 поверхні сита.

Сита з дрібними отворами (менше 1 мм) часто характеризуються числом отворів на 1 лінійний дюйм, або числом міш.

Зазвичай гуркітінню піддається матеріал, що складається з шматків різної величини. У вихідному матеріалі, що надходить на гуркіт, є дві групи частинок:

1) просівання, що містить частинки, розміри яких менше отвору сита; 2) прохід, що містить частинки, розміри яких більші за отвори сита.

В результаті грохочення одержують: 1) відсів, що складається з частинок, що пройшли через отвори сита; 2) відхід, що складається з частинок, які не пройшли через отвори сита і вийшли з іншого кінця гуркоту.

Практично внаслідок недосконалості процесу грохочення в повному обсязі частинки, розміри яких менше отворів сита, проходять через отвори і частина їх залишає гуркіт разом із відходом. Тому кількісно відсівання завжди менше просіву.

Процес грохочення буде тим більш досконалим, чим більше відсів наближається до просівання. Відношення величини відсіву до величини просіву, виражене у відсотках, і є к. к. д.

Конструкція гуркотів

Апарати, на яких виконують грохочення, класифікують за різними ознаками таким чином:

- 1) залежно від способу дії гуркоту ділять на нерухомі та рухливі;
- 2) залежно від форми решітки гуркоти ділять на плоскі та барабанні;
- 3) залежно від роду решітки розрізняють гуркоти колосникові та гратчасті.

Нерухливі гуркоти. Нерухомі гуркоти застосовують практично дуже рідко внаслідок їхньої малої продуктивності. Нерухомий колосниковий гуркіт являє собою похилу сталеву решітку з колосників трапецоїдального перерізу. Матеріал завантажують на гуркіт безпосередньо з вагонеток або скіпів, причому дрібні шматки проходять в отвори між колосниками гуркоту, а великі ковзають поверхнею гуркоту і надходять у бункер або безпосередньо в дробарку.

Гуркіт встановлюють під кутом 20-25 ° в залежності від виду матеріалу. При гуркоті в'язких матеріалів кут нахилу приймають не менше 40-50 °, для сухих матеріалів 30 °.

У нижній частині гуркоту встановлюють пристосування зменшення швидкості падіння шматків.

До переваг нерухомих гуркотів слід віднести їх малу вартість, простоту конструкції та експлуатації.

Рухливі гуркоти. Є значна кількість конструкцій рухливих гуркотів, у тому числі дискові, роликові, колосникові та ланцюгові.

Ланцюгові гуркоти застосовують для поділу великих кількостей крупнокускового матеріалу, головним чином руди. Вони складаються з ланцюгів, що рухаються по роликах, в проміжки між якими провалюється матеріал, що піддається гуркоту; більші шматки його, що не проходять у проміжки між ланцюгами, скидаються на одному з кінців гуркоту.

Барабанний гуркіт. У сучасній техніці грохочення найширше застосовують барабанні гуркоти. Барабанний гуркіт являє собою барабан, що обертається з сітчастою поверхнею, встановлений злегка похило. Просіюваний матеріал подається всередину барабана; дрібний матеріал у вигляді відсіву

проходить крізь отвори в стінках барабана, а великий відхід переміщається вздовж барабана і висипається з нього на іншому кінці. Барабанні гуркоти поділяються на:

- 1) циліндричні, що встановлюються під кутом 2-9 ° до горизонту;
- 2) конічні (що мають форму усіченого конуса з горизонтальною віссю), в яких переміщення матеріалу відбувається по похилій утворюючій конусу;
- 3) призматичні шести-або восьмигранної форми. Барабанні гуркоти часто застосовують для поділу сипких

тіл більш як на два класи. І тут встановлюють сита з різними діаметрами отворів.

У барабанних гуркотах якість сортування матеріалів значно гірша, ніж на гуркотах плоских — вібраційних, що гойдаються. Внаслідок цього барабанні гуркоти небажано застосовувати для сортування дрібних матеріалів. До недоліків барабанних гуркотів слід також віднести погане використання поверхні, що просіває, велика вага гуркоти, шум і пилоутворення під час роботи. Незважаючи на ці недоліки, барабанні гуркоти застосовують дуже часто внаслідок надійності їхньої роботи.

Гойкотні гуркоти. У промисловості широко застосовують гуркоти, що коливаються — похилі плоскі сита або колосники, що приводяться в коливальний рух за допомогою ексцентрика або кулачкового механізму. Кут нахилу гуркотів, що коливаються, дорівнює в середньому 14°.

На рис. 1.74 зображений гуркіт, що коливається, для гуркотіння колчедану. Гуркіт наводиться в коливальний рух за допомогою кривошипного механізму. Відсів провалюється при струсі сита в отвори, а відхід переміщається вздовж сита і з нього надходить безпосередньо в дробарку.

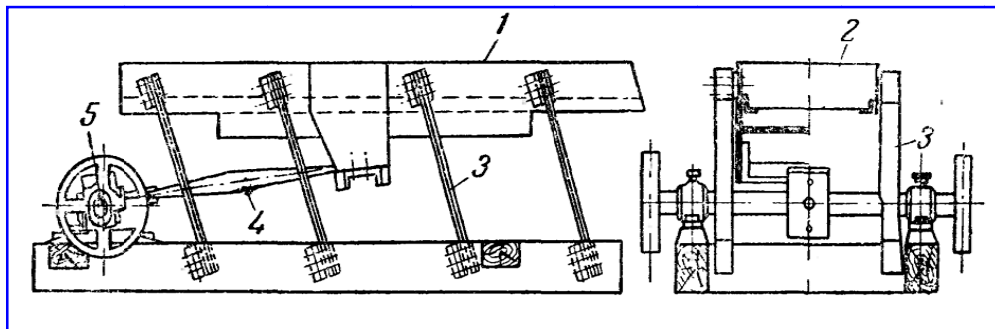


Рис.1.74 – Гуркіт койкотний: 1 - корпус, 2 - сито, 3 - пружні стрижні, 4 - шатун, 5 - ексцентрик

Нерідко для відбору одночасно декількох фракцій гуркоти, що гойдаються, роблять багатоярусними; у цих гуркотах матеріал подається на верхнє сито, що має найбільші отвори. Великі шматки видаляються з цього сита як відхід, а відсів надходить на сито, що лежить нижче, що має дрібніші отвори. Тут знову отримують відхід і відсів, причому відсів потрапляє на наступне дрібніше сито, і т.д.

Гойкаючі гуркоти відрізняються порівняно високою ефективністю для гуркотіння шматків, більших 13 мм. Число коливань коливається від 60 до 400 за хвилину; Довжина ходу дорівнює від 5 до 225 мм.

Вібраційні гуркоти. Просіювання дрібних матеріалів, а також зневоднення осадів проводять на вібраційних гуркотах, які внаслідок високої ефективності знаходять все більше застосування в промисловості та поступово витісняють барабанні гуркоти.

Тема 1.5. ТЕПЛОВІ ПРОЦЕСИ. ТЕПЛООБМІН, НАГРІВАННЯ, ОХОЛОДЖЕННЯ, КОНДЕНСАЦІЯ

Перенесення енергії у формі тепла, що відбувається між тілами, що мають різну температуру, називається теплообміном.

Рушійною силою будь-якого процесу теплообміну є різниця температур більш нагрітого і менш нагрітого тіл, за наявності якої тепло мимовільно, відповідно до другого закону термодинаміки, переходить від більш нагрітого до менш нагрітого тіла.

Теплообмін між тілами є обмін енергією між молекулами, атомами і вільними електронами; внаслідок теплообміну інтенсивність руху частинок більш нагрітого тіла знижується, а менш нагрітого – зростає.

Тіла, що у теплообміні, називаються теплоносіями.

Теплопередача – наука про процеси розповсюдження тепла.

Закони теплопередачі лежать в основі теплових процесів - нагрівання, охолодження, конденсації парів, випарювання - і мають велике значення для багатьох масообмінних (процеси перегонки, сушіння та ін.), а також хімічних процесів, що протікають з підведенням або відведенням тепла.

Розрізняють три принципово різні елементарні способи поширення тепла: **теплопровідність, конвекцію та теплове випромінювання.**

Теплопровідність є перенесенням тепла внаслідок безладного (теплого) руху мікрочастинок, що безпосередньо стикаються одна з одною. Цей рух може бути або рухом самих молекул (гази, краплинні рідини), або коливанням атомів (у кристалічній решітці твердих тіл), або дифузією вільних електронів (у металах). У твердих тілах теплопровідність зазвичай є основним видом поширення тепла.

Конвекцією називається перенесення тепла внаслідок руху та перемішування макроскопічних обсягів газу чи рідини.

Перенесення тепла можливе в умовах природної, або вільної, конвекції, обумовленої різницею густини у різних точках об'єму рідини (газу), що виникає внаслідок різниці температур у цих точках або в умовах вимушеної конвекції при примусовому русі всього об'єму рідини, наприклад, у разі перемішування її мішалкою.

Теплове випромінювання - це процес поширення електромагнітних коливань з різною довжиною хвиль, зумовлений тепловим рухом атомів чи молекул випромінюючого тіла. Всі тіла здатні випромінювати енергію, яка поглинається іншими тілами і знову перетворюється на тепло. Таким чином, здійснюється променистий теплообмін; він складається з процесів променевипускання та променепоглинання.

У реальних умовах тепло передається не будь-яким одним із зазначених вище способів, а комбінованим шляхом. Наприклад, при теплообміні між твердою стінкою і газовим середовищем тепло передається одночасно конвекцією, теплопровідністю та випромінюванням.

Перенесення тепла від стінки до газоподібного (рідкого) середовища або у зворотному напрямку називається **тепловіддачею**.

Ще більш складним є процес передачі тепла від більш нагрітої до менш нагрітої рідини (газу) через поверхню розділу або тверду стінку. Цей процес називається **теплопередача**.

У процесі теплопередачі перенесення тепла конвекцією супроводжують теплопровідність та теплообмін випромінюванням. Однак для конкретних умов переважаючим зазвичай є один із видів розповсюдження тепла. У безперервно діючих апаратах температури в різних точках не змінюються в часі і протікають процеси теплообміну є встановленими (стаціонарними). У періодично діючих апаратах, де температури міняються в часі (при нагріванні або охолодженні), здійснюються нестабільні, або нестаціонарні, процеси теплообміну.

Розрахунок теплообмінної апаратури включає:

1. Визначення теплового потоку (теплого навантаження апарату), тобто кількості тепла, яке має бути передано за певний час (у безперервно діючих апаратах за 1 сек або за 1 год, у періодично діючих – за одну операцію) від одного теплоносія до іншому. Тепловий потік обчислюється шляхом складання та вирішення теплових балансів.

2. Визначення поверхні теплообміну F апарату, що забезпечує передачу необхідної кількості тепла в заданий час. Величина поверхні теплообміну визначається швидкістю теплопередачі, що залежить від механізму передачі тепла – теплопровідністю, конвекцією, випромінюванням та їх поєднанням один з одним. Поверхню теплообміну знаходять із основного рівняння теплопередачі.

Закон Фур'є:

Кількість тепла dQ , що проходить через елементарну поверхню dF за проміжок часу $d\tau$, пропорційно температурному градієнту, величині поверхні і часу

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau$$

Коефіцієнт теплопровідності λ показує, скільки тепла проходить внаслідок теплопровідності в одиницю часу через одиницю поверхні теплообміну при падінні температури на 1 град на одиницю довжини нормалі до ізотермічної поверхні.

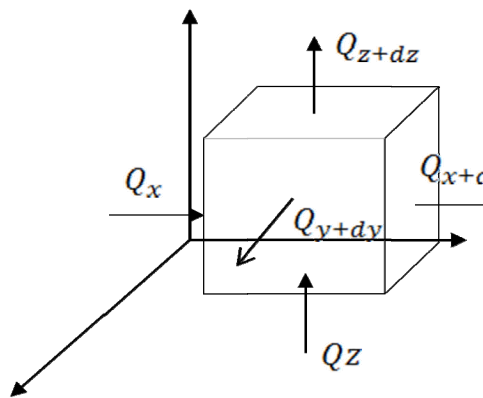
Величина λ , що характеризує здатність тіла проводити тепло шляхом теплопровідності, залежить від природи речовини, її структури, температури та деяких інших факторів.

При нормальних температурах і тисках найкращими провідниками тепла є метали і гіршими – газы. Низька теплопровідність теплоізоляційних та багатьох будівельних матеріалів пояснюється тим, що вони мають пористу структуру, причому в їхніх осередках укладено повітря, яке погано

проводить тепло. Коефіцієнти теплопровідності газів зростають із підвищенням температури та незначно змінюються із зміною тиску. Для більшості рідин значення λ , навпаки, зменшуються зі збільшенням температури. Виняток становить вода, коефіцієнт теплопровідності якої дещо зростає з підвищенням температури до 130 °С і за її збільшення починає знижуватися. Більшість металів коефіцієнти теплопровідності зменшуються зі зростанням температури : значення λ різко знижуються за наявності у металах домішок. Слід зазначити, що при визначенні кількості тепла, що передається через шар газу або краплинної рідини внаслідок теплопровідності, часто буває необхідно враховувати вплив також конвекції та випромінювання, які супроводжують теплопровідність.

ДИФЕРЕНЦІЙНЕ РІВНЯННЯ ТЕПЛОПРОВІДНОСТІ

Виділимо в однорідному та ізотропному тілі елементарний паралелепіпед об'ємом dV з ребрами dx , dy , dz . Фізичні властивості тіла - щільність ρ , теплоємність i та теплопровідність λ - однакові у всіх точках паралелепіпеда і не змінюються в часі.



$$Q_x = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau$$

$$Q_y = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dxdzd\tau$$

$$Q_z = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dxdydzd\tau$$

$$Q_{x+dx} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} dydzd\tau + \left[-\lambda \frac{\partial}{\partial x} \left(\frac{\partial t}{\partial x} \right) dxdydzd\tau \right]$$

$$Q_{y+dy} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial y} dxdzd\tau + \left[-\lambda \frac{\partial}{\partial y} \left(\frac{\partial t}{\partial y} \right) dxdydzd\tau \right]$$

$$Q_{z+dz} = -\lambda \frac{\partial t}{\partial z} dxdydzd\tau + \left[-\lambda \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\partial t}{\partial z} \right) dxdydzd\tau \right]$$

$$dQ_x = Q_x - Q_{x+dx} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} dxdydzd\tau$$

$$dQ_y = Q_y - Q_{y+dy} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} dxdydzd\tau$$

$$dQ_z = Q_z - Q_{z+dz} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} dxdydzd\tau$$

Тоді повний приріст тепла за проміжок часу dt в обсязі буде:

$$dQ = dQ_x + dQ_y + dQ_z = \lambda \underbrace{\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)}_{\nabla^2 t} dx dy dz dt$$

$\nabla^2 t$ - оператор Лапласа

$$dQ = \lambda \nabla^2 t dV dt$$

$$dQ = c\gamma \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau dV$$

$$\lambda \nabla^2 t dV dt = c\gamma \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau dV \quad \frac{\lambda}{c\gamma} = a$$

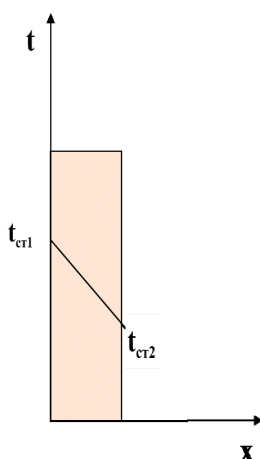
$$\boxed{\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \nabla^2 t}$$

Диф. рівняння теплопровідності в нерухомому середовищі.

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} = 0$$

Рівняння є диференціальним рівнянням теплопровідності в нерухомому середовищі при тепловому режимі, що встановився.

Теплопровідність плоскої стінки при сталому тепловому потоці



Довжина і ширина стінки безмежно великі в порівнянні з товщиною, отже:

$$\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} = 0 \Rightarrow \int \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} = \frac{\partial t}{\partial x} + C_1 \Rightarrow \int \partial t = \int \partial x C_1 \Rightarrow t = C_1 x + C_2$$

$$x=0 \quad t=t_{cr1} \Rightarrow t_{cr1} = C_2$$

$$x=\delta \quad t=t_{cr2} \quad t_{cr2} = C_1 \delta + t_{cr1}$$

$$C_1 = \frac{t_{cm2} - t_{cm1}}{\delta}$$

$$t = \frac{t_{cm2} - t_{cm1}}{\delta} x + t_{cm1}$$

зміна температури по товщині стінки:

Підставляємо в рівняння Фур'є:

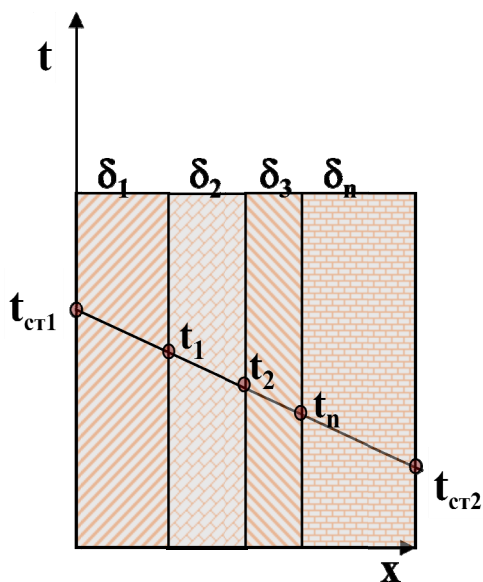
$$\frac{\partial t}{\partial n} = \frac{t_{cm2} - t_{cm1}}{\delta}$$

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau = -\lambda \frac{t_{cm2} - t_{cm1}}{\delta} dF d\tau$$

або:

$$Q = -\frac{\lambda}{\delta} (t_{cm1} - t_{cm2}) F \tau$$

Теплопровідність плоскої багат шарової стінки



$$Q = -\frac{\lambda}{\delta} (t_{cm1} - t_{cm2}) F \tau$$

$$Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} (t_{cr1} - t_1) F \cdot \tau$$

$$Q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = (t_{cr1} - t_1) F \cdot \tau$$

$$Q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} (t_1 - t_2) F \cdot \tau$$

$$Q \frac{\delta_2}{\lambda_2} = (t_1 - t_2) F \cdot \tau$$

$$Q = \frac{\lambda_n}{\delta_n} (t_n - t_{cr2}) F \cdot \tau$$

$$Q \frac{\delta_n}{\lambda_n} = (t_n - t_{cr2}) F \cdot \tau$$

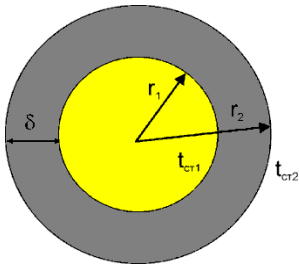
$$Q \left(\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \dots + \frac{\delta_n}{\lambda_n} \right) = (t_{cm1} - t_1 + t_1 - t_2 + t_2 - t_n + t_n - t_{cr2}) F \cdot \tau$$

$$Q \sum_{i=1}^{i=n} \left(\frac{\delta_i}{\lambda_i} \right) = (t_{cm1} - t_{cr2}) F \cdot \tau$$

Рівняння теплопровідності багат шарової стінки

$$Q = \frac{(t_{cm1} - t_{cm2}) F \tau}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{\delta_i}{\lambda_i}}$$

Теплопровідність циліндричної стінки



$$t_{cm1} > t_{cm2}$$

$$Q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial \delta} 2\pi r L \tau \quad F = 2\pi r L$$

$$Q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial r} 2\pi r L \tau \quad \delta = r_2 - r_1$$

$$\partial \delta = \partial r$$

$$Q \frac{\partial r}{r} = -\lambda 2\pi L \tau \partial t \quad Q \int_{r_1}^{r_2} \frac{\partial r}{r} = -\lambda 2\pi L \tau \int_{t_{cm1}}^{t_{cm2}} \partial t \quad Q \ln \frac{r_2}{r_1} = \lambda 2\pi L \tau (t_{cm1} - t_{cm2})$$

Рівняння теплопровідності для циліндричної одношарової стінки

$$Q = \frac{2\pi L \tau (t_{cm1} - t_{cm2})}{\frac{1}{\lambda} 2,3 \lg \frac{r_2}{r_1}}$$

Рівняння теплопровідності для багатошарової циліндричної стінки

$$Q = \frac{2\pi L \tau (t_{cr1} - t_{cr2})}{2,3 \lg \frac{r_{i+1}}{r_i} \cdot \frac{1}{\lambda_i}}$$

Конвекція

Перенесення тепла конвекцією тим інтенсивніше, що більш турбулентно рухається вся маса рідини і що енергійніше здійснюється перемішування її частинок. Таким чином, конвекція пов'язана з механічним перенесенням тепла і залежить від гідродинамічних умов течії рідини.

У ядрі потоку перенесення тепла здійснюється одночасно теплопровідністю та конвекцією, причому спільне перенесення тепла цими способами називається конвективним теплообміном (конвективною тепловіддачею).

Механізм перенесення тепла в ядрі потоку при турбулентному русі середовища характеризується інтенсивним перемішуванням за рахунок турбулентних пульсацій, що призводить до вирівнювання температур в ядрі до деякого середнього значення t_p . Відповідно перенесення тепла в ядрі

визначається, перш за все, характером руху теплоносія, але також залежить від його теплових властивостей. Принаймні наближення до стіни інтенсивність тепловіддачі падає. Це пояснюється тим, що поблизу стінки утворюється тепловий прикордонний шар, подібний до гідродинамічного прикордонного шару, але, як правило, відрізняється від останнього по товщині.

Якщо поза зовнішнього кордону теплового прикордонного шару переважаючий вплив на теплообмін надає турбулентне перенесення, то в самому шарі, з наближенням до стінки, дедалі більше значення набуває теплопровідність, а в безпосередній близькості від стінки (у дуже тонкому тепловому підшарі) перенесення тепла за нормаллю і стінкою здійснюється лише теплопровідністю.

Тепловим прикордонним підшаром вважається пристінний шар, у якому вплив турбулентних пульсацій на перенесення тепла стає дуже малим. Подібно до того, як при зростанні в'язкості рідини збільшується товщина гідродинамічного прикордонного підшару, зростання теплопровідності призводить до потовщення теплового прикордонного підшару, в якому інтенсивність перенесення тепла визначається коефіцієнтом температуропровідності a ($\text{м}^2/\text{сек}$).

Для інтенсифікації конвективного теплообміну бажано, щоб прикордонний тепловий шар був якомога тоншим. З розвитком турбулентності потоку прикордонний шар стає настільки тонким, що конвекція починає надавати домінуючий вплив на теплообмін.

Зі складним механізмом конвективного теплообміну пов'язані проблеми розрахунку процесів тепловіддачі. Точне вирішення задачі про кількість тепла, що передається від стінки до середовища (або від середовища до стінки), пов'язане з необхідністю знати температурний градієнт біля стінки та профіль зміни температур теплоносія вздовж поверхні теплообміну, визначення яких є дуже складним. Тому для зручності розрахунку тепловіддачі в основу його кладуть рівняння щодо простого виду, відоме під назвою закону тепловіддачі або закону охолодження Ньютона:

$$dQ = \alpha(t_{cm} - t_p)dF d\tau$$

Відповідно до цього рівняння, кількість тепла dQ , що віддається за час $d\tau$ поверхнею стінки dF , що має температуру t_{ct} , рідини з температурою t_p , прямо пропорційно dF і різниці температур $t_{ct} - t_p$.

Коефіцієнт пропорційності α у рівнянні називається коефіцієнтом тепловіддачі. Величина α характеризує інтенсивність перенесення тепла між поверхнею тіла, наприклад твердої стінки, та навколишнім середовищем (крапельною рідиною або газом).

Коефіцієнт тепловіддачі α показує, скільки тепла передається від 1м^2 поверхні стінки до рідини (або від рідини до 1 м^2 поверхні стінки) протягом 1 с при різниці температур між стінкою і рідиною 1 град .

Внаслідок складної структури потоків, особливо в умовах турбулентного руху, величина є складною функцією багатьох змінних.

Коефіцієнт тепловіддачі залежить від наступних факторів:

– швидкості рідини ω , її густини ρ та в'язкості μ , тобто змінних, що визначають режим руху рідини;

– теплових властивостей рідини (питомої теплоємності C_p , теплопровідності λ), а також коефіцієнта об'ємного розширення β ;

– геометричних параметрів – форми та визначальних розмірів стінки (для труб – їх діаметр d та довжина L), а також шорсткості стінки.

Таким чином:

$$\alpha = f(\omega, \mu, \rho, C_p, \lambda, \beta, d, L, \epsilon)$$

З цієї залежності загального виду можна зробити висновок, що простота рівняння тепловіддачі тільки здається. При його використанні труднощі, пов'язані з визначенням кількості тепла, що передається шляхом конвективного теплообміну, полягає у розрахунку величини.

Рівняння Фур'є-Кірхгофа виражає в найбільш загальному вигляді розподіл температур у рідині, що рухається:

$$W_x \frac{\partial t}{\partial x} + W_y \frac{\partial t}{\partial y} + W_z \frac{\partial t}{\partial z} = \alpha \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right)$$

З рівняння Фур'є-Кірхгофа виходить, що температурне поле в рідині, що рухається, є функцією різних змінних, у тому числі швидкості і густини рідини. Для практичного використання рівняння перетворюють з урахуванням умов однозначності, тобто представляють як функції від критеріїв подібності:

$$\alpha = f(Re, Pr, Gr, Nu)$$

Критерій Прандтля:
$$Pr = \frac{3600 \mu g C_p}{\lambda}$$

Критерій Прандтля цілком складений із величин, що виражають фізичні властивості рідини, і характеризує подібність фізичних властивостей теплоносіїв до процесів конвективного теплообміну. Критерій Pr є мірою подібності до полів температур і швидкостей.

Критерій Нуссельта:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d(\text{або} L)}{\lambda}$$

Критерій Нуссельта Nu є мірою співвідношення товщини прикордонного шару і визначального геометричного розміру (для труби – її діаметр d).

Критерій Фур'є:

$$Fo = \frac{\alpha \tau}{l^2}$$

Рівність критеріїв Фур'є в подібних точках теплових потоків - необхідна умова подібності процесів теплообміну.

Критерій Пекле:

$$Pe = \frac{wl}{\alpha}$$

Критерій Пекле є мірою співвідношення між теплом, що переноситься шляхом конвекції та теплопровідності при конвективному теплообміні.

Критерій Грасгофа:

$$Gr = \frac{d^3 \gamma^2 \beta T}{\mu^2 g}$$

Критерій Грасгофа є визначальним критерієм теплової подоби при природній конвекції, коли рух рідини цілком обумовлено самим процесом теплообміну. Критерій Грасгофа можна як міру відношення сил тертя до підйомної сили, визначається різницею густини у різних точках неізотермічного потоку.

Критерій Рейнольдса: $Re = \frac{wd\rho}{\mu}$

Критерій Рейнольдса показує гідродинамічну подібність руху рідин.

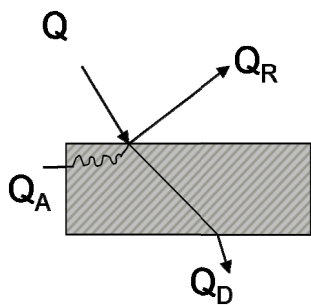
Теплове випромінювання

Довжини хвиль теплового випромінювання лежать в основному в невидимій (інфрачервоній) частині спектра і мають довжину 08-40 мк. Вони відрізняються від видимих світлових променів лише довжиною (довжина світлових хвиль 0,4-0,8 мкм). Тверді тіла мають суцільний спектр випромінювання: вони здатні випромінювати хвилі всіх довжин за будь-якої температури. Однак інтенсивність теплового випромінювання зростає з підвищенням температури тіла, і при високих температурах (приблизно при t 600 ° C) променистий теплообмін між твердими тілами і газами набуває домінуючого значення.

Теплове та світлове випромінювання мають однакову природу і тому характеризуються загальними законами: промениста енергія поширюється в однорідному та ізотропному середовищі прямолінійно. Потік променів, що випускається нагрітим тілом, потрапляючи на поверхню іншого, випромінюючого тіла, частково поглинається, частково відбивається (при цьому кут падіння дорівнює куту відображення) і частково проходить крізь тіло без змін.

Нехай $Q_{\text{л}}$ – загальна енергія падаючих на тіло променів, $Q_{\text{погл}}$ – енергія, поглинена тілом, $Q_{\text{відб}}$ – енергія, відбита від поверхні тіла, і, нарешті, $Q_{\text{пр}}$ – енергія променів, що проходять через тіло без змін.

Тоді баланс енергії становитиме:



$$Q_A + Q_R + Q_D = Q$$

або в частках від загальної енергії падаючих променів:

$$\frac{Q_A}{Q} + \frac{Q_R}{Q} + \frac{Q_D}{Q} = 1$$

$$A + R + D = 1$$

$A = 1$	$R = D = 0$ - абсолютно чорне тіло
$R = 1$	$A = D = 0$ - абсолютно біле тіло
$D = 1$	$A = R = 0$ - абсолютно прозоре тіло (Діатермічне)

Абсолютно чорних, абсолютно білих або абсолютно прозорих тіл реально немає. Всі тіла в природі, які поглинають, відображають і пропускають ту чи іншу частину променів, що падають на них, називаються сірими тілами.

З реальних тіл до абсолютно чорного наближається сажа, яка поглинає 90-96% всіх променів. Найбільш повно відображають падаючі на них промені тверді тіла зі світлою полірованою поверхнею. Більшість твердих тіл належить до практично непрозорих тіл, зате майже всі гази, крім деяких багатоатомних газів, є прозорими, або діатермічними.

Закон Стефана—Больцмана.

Кількість енергії, що випромінюється тілом в одиницю часу у всьому інтервалі довжин хвиль (від $\lambda = 0$ до $\lambda = \infty$) одиницею поверхні F тіла, характеризує випромінювальну здатність E тіла:

$$E = \frac{Q_{\text{л}}}{F\tau}$$

$$E = C \left(\frac{T}{100} \right)^4$$

$Q_{\text{л}}$ – енергія, що випромінюється тілом
 C – коефіцієнт випромінювання

ступінь чорноти : $\varepsilon = \frac{C}{C_0}$

Відповідно до закону C_0 Стефана-Больцмана, випромінювальна здатність абсолютно чорного тіла пропорційна четвертому ступеню абсолютної температури його поверхні:

$$E_0 = K_0 T^4$$

Щоб уникнути оперування з великими значеннями T^4 в технічних розрахунках рівняння використовують у дещо іншому вираженні:

$$E = \varepsilon C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4$$

де ε – відносний коефіцієнт випромінювання або ступінь чорноти сірого тіла;

C – коефіцієнт випромінювання сірого тіла.

Ступінь чорноти залежить не тільки від природи матеріалу, його фарбування і температури, але також від стану його поверхні (полірована або шорстка). Значення ε наводяться у довідковій та спеціальній літературі.

Відповідно до закону Кірхгофа відношення променевипускальної здатності будь-якого тіла до його променепоглиняльної здатності при тій же температурі є величиною постійної, рівної променевипускальної здатності абсолютно чорного тіла.

Теплові промені, потрапляючи на шорстку поверхню, багаторазово відбиваються від неї, що призводить до кращого поглинання променистої енергії порівняно з поглинанням гладкою поверхнею. Тоді, відповідно до закону Кірхгофа, шорсткі поверхні повинні мати також більшу випромінювальну здатність, ніж гладкі. Навпаки, випромінювальна здатність полірованих поверхонь, що добре відображають падаючі на них промені, відповідно до закону Кірхгофа, повинна бути низькою.

Взаємне випромінювання двох твердих тіл. Кількість тепла Q , що передається за допомогою випромінювання від нагрітого твердого тіла, що має температуру T_1 , °К, до менш нагрітого тіла з температурою T_2 °К, визначається за рівнянням:

$$Q = C_{1-2} F \tau \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \varphi$$

де: F – поверхня випромінювання; τ – час; C_{1-2} - коефіцієнт взаємного випромінювання; φ – середній кутовий коефіцієнт, який визначається формою та розмірами поверхонь, що беруть участь у теплообміні, їх взаємним розташуванням у просторі та відстанню між ними.

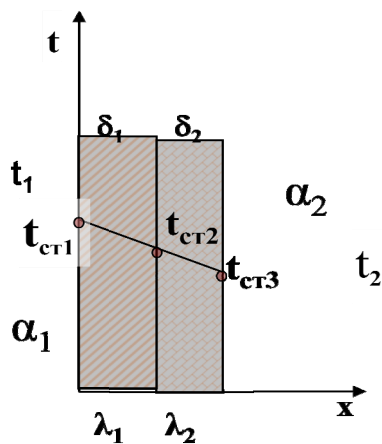
Значення кутового коефіцієнта φ наводяться у довідковій та спеціальній літературі. Якщо тіло, що випромінює тепло, укладено всередині іншого (наприклад, нагрітий апарат знаходиться всередині приміщення), то $\varphi = 1$. У цьому випадку коефіцієнт взаємного випромінювання виражається рівнянням :

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{F_1}{F_2} \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{4,96} \right)}$$

При випромінюванні двох, паралельно розташованих тіл:

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} - \frac{1}{4,96}}$$

Рівняння теплопередачі при постійній температурі для плоских стінок



$$Q = \alpha_1(t_1 - t_{cr1})F\tau$$

$$Q \frac{1}{\alpha_1} = (t_1 - t_{cr1})F\tau$$

$$Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1}(t_{cr1} - t_{cr2})F \cdot \tau$$

$$Q \frac{\delta_1}{\lambda_1} = (t_{cr1} - t_{cr2})F \cdot \tau$$

$$Q = \frac{\lambda_2}{\delta_2}(t_{cr2} - t_{cr3})F \cdot \tau$$

$$Q \frac{1}{\alpha_2} = (t_{cr3} - t_2)F\tau$$

$$Q \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2} \right) = F\tau(t_1 - t_2)$$

Коефіцієнт теплопередачі:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}$$

Рівняння теплопередачі:

$$Q = KF\tau(t_1 - t_2)$$

Теплопередача - кількість тепла, що передається від більш нагрітого до холоднішого теплоносія, пропорційно поверхні теплообміну F , середньому температурному напору $t_{\text{сер}}$ і часу τ .

Коефіцієнт теплопередачі показує, яка кількість тепла (в Дж) переходить в 1 сек від більш нагрітого до холоднішого теплоносія через поверхню теплообміну 1 м^2 при середній різниці температур між теплоносіями, що дорівнює 1 град.

Середній температурний тиск залежить від характеру зміни температур теплоносіїв вздовж поверхні теплообміну.

НАГРІВАННЯ, ОХОЛОДЖЕННЯ І КОНДЕНСАЦІЯ

У хімічній промисловості широко поширені теплові процеси: нагрівання та охолодження рідин і газів і конденсація парів, які проводяться в теплообмінних апаратах (теплообмінниках).

Теплообмінниками називають апарати, призначені для передачі тепла від одних речовин до інших. Речовини, які беруть участь в процесі передачі тепла, називаються теплоносіями. Теплоносії, мають більш високу температуру, ніж нагрівається середовище, і віддають тепло, прийнято називати нагрівачими агентами, а теплоносії з більш низькою температурою, ніж середовище, від якої вони сприймають тепло, - охолоджуючими агентами.

Як прямих джерел тепла в хімічній технології використовують головним чином топкові гази, що представляють собою газоподібні продукти згоряння палива, і електричну енергію. Речовини, які отримують тепло від цих джерел і віддають його через стінку теплообмінника нагрівається середовищі, носять назву проміжних теплоносіїв. До числа поширених проміжних теплоносіїв (нагрівають агентів) відносяться водяна пара і гаряча вода, а також так звані високотемпературні теплоносії - перегріта вода, мінеральні масла, органічні рідини (і їх пари), розплавлені солі, рідкі метали і їхні сплави.

Як охолоджуючих агентів для охолодження до звичайні x температур (10- 30 ° С) застосовують в основному воду і повітря.

Вибір теплоносія залежить в першу чергу від необхідної температури нагріву або охолодження і необхідності її регулювання. Крім того, промисловий теплоносій повинен забезпечувати досить високу інтенсивність теплообміну при невеликих масових і об'ємних його витратах. Відповідно він повинен володіти малою в'язкістю, але високими щільністю, теплоємністю і теплотою паротворення. Бажано також, щоб теплоносій був не горючий, нетоксичний, термічно стійкий, не чинив руйнівного впливу на матеріал теплообмінника і разом з тим був би досить доступним і дешевим речовиною.

У багатьох випадках економічно доцільним виявляється утилізація тепла деяких напівпродуктів, продуктів і відходів виробництва, які використовують в якості теплоносіїв в теплообмінних апаратах.

Джерела тепла і методи нагрівання

Нагрівання є одним з найбільш поширених процесів хімічної технології. Нагрівання необхідно для прискорення багатьох хімічних реакцій, а також для випарювання, перегонки, сушіння та інших процесів.

Теплова енергія для проведення технологічних процесів може бути отримана різними способами і від різних джерел.

Прямими джерелами тепла є:

- 1) димові гази;
- 2) електричний струм.

Як проміжних теплоносіїв, що сприймають тепло від зазначених джерел тепла і передавальних його нагрівається речовини, застосовують:

- водяну пару або гарячу воду; -
- мінеральні масла;
- спеціальні теплоносії: перегріту воду, висококиплячі рідини і їх пари, розплавлені неорганічні солі і їх суміші, деякі вуглеводні і метали (в рідкому стані).

Крім того, для нагрівання може бути використано тепло відхідних газів і рідин, що мають відносно високу температуру.

Найважливішими умовами, від яких залежить вибір теплоносія, є:

- температура нагріву і можливість її регулювання;
- пружність пара і термічна стійкість теплоносія;
- токсичність і хімічна активність теплоносія;
- безпека нагрівання;
- вартість і доступність теплоносія.

Застосовувані теплоносії і методи обігріву мають специфічні переваги і недоліки. Тому в кожному окремому випадку необхідно вибирати метод нагрівання, виходячи з умов виробничого процесу та порівняльної вартості обігріву.

Нагрівання насиченою водяною парою широко застосовується в хімічній технології. При такому нагріванні можна точно регулювати температуру нагрівання шляхом зміни тиску пара. Завдяки хорошій тепловіддачі від насиченого пара апарати можуть мати значно менші поверхні нагрівання, ніж при нагріванні, наприклад, димовими газами. Парові нагрівальні пристрої при використанні тепла конденсату працюють при дуже високому к.к.д. Однак, застосовуючи в якості теплоносія водяну пару, важко отримати високу температуру нагрівання, так як для цього потрібно різко збільшити тиск пара. Так, наприклад, для досягнення

температури 350 °С треба було б підняти тиск пара до 180 атм. Максимальна температура насиченої водяної пари дорівнює 374 °С (критична температура). Тому нагрівання водяною парою ведуть зазвичай до температур не більше 180 °С.

Нагрівання гарячою водою застосовують значно рідше, ніж водяною парою, хоча по своїх теплотехнічних властивостях вода майже не відрізняється від пара. Обмежене використання води пояснюється тим, що для нагріву необхідні пар або димові гази, причому гаряча вода повинна мати більш високу початкову температуру, ніж пар, так як вона охолоджується в процесі нагрівання, а пар віддає приховану теплоту конденсації при постійній температурі. Застосовують головним чином відпрацьовану гарячу воду або парової конденсат.

Нагрівання спеціальними теплоносіями. З розвитком хімічної технології збільшується число процесів, що проводяться при температурах 500-600 °С і більше. Для отримання температур вище 180 °С найбільш раціонально використовувати перегріту воду або пари висококиплячих рідин, що володіють низькою пружністю, і пари термічно стійких рідин, що відрізняються високою теплоємністю. Застосовують так звані органічні теплоносії: дифеніл і дифеніловий ефір, а також ртуть, суміші солей, розплавлені метали. Ці речовини попередньо нагрівають або випаровують за допомогою димових газів або електричного струму, після чого нагріті речовини (рідини або пари) віддають тепло матеріалу що нагрівається через стінки апаратів. Застосування спеціальних теплоносіїв для нагрівання вимагає пристрою специфічних нагрівальних систем.

Нагрівання електричним струмом. За допомогою електричного струму можна досягти досить високих температур нагрівання; наприклад, в електропечах для спалювання атмосферного азоту температура рівна 3200 °С.

Електричні нагрівальні пристрої працюють при більш високому к.к.д., ніж пристрої для нагріву іншими теплоносіями; при нагріванні електричним струмом використовується до 95% електричної енергії, що вводиться в нагрівальний апарат. Однак нагрівання електричним струмом мало поширене внаслідок порівняно високої вартості і дефіцитності електроенергії, а також складності апаратури.

Нагрівання димовими газами найбільш поширене; при цьому можна досягти температури 1000 °С і вище.

Разом з тим обігрів димовими газами має і суттєві **недоліки**. Коефіцієнт корисної дії печей зазвичай не перевищує 30%, так як значна частина тепла йде в атмосферу з відхідними газами, які мають високу температуру (внаслідок того, що поверхні теплообміну апаратів, що обігриваються, зазвичай невеликі).

При обігріві димовими газами не можна швидко регулювати температуру нагрівання, а коефіцієнти тепловіддачі дуже низькі. Але так як гази мають високу температуру, вдається досягти значних різниць

температур теплоносія і продукту, який нагрівається, що частково компенсує малу величину коефіцієнтів тепловіддачі. Внаслідок високих температур і труднощі їх регулювання можливі перегріву продуктів що нагріваються, пригорання їх і виникнення небажаних побічних процесів. Нагрівання димовими газами легколетких та легкозаймистих матеріалів небезпечно.

Слід вказати також на значну об'ємну витрату димових газів (через низьку теплоємність) і складність їх транспортування (через великі обсяги і високі температури).

У багатьох процесах нагрівання виникає необхідність знижувати температуру газів. Для цього газу після виходу з топки змішують з холодним повітрям, але це призводить до підвищеного вмісту кисню в газах і окисленню металу апаратури.

Удосконалення техніки нагрівання димовими газами дозволило певною мірою подолати недоліки цього способу нагрівання.

В сучасних нагрівальних системах здійснюють **рециркуляцію димових газів**, тобто розбавляють їх не повітрям, а самими охолодженими димовими газами, вже пройшли через теплообмінний апарат. Рециркуляцію проводять, використовуючи вентилятор (димосос) або ежектор. Повертаючи на розведення ту чи іншу кількість димових газів, можна досить точно регулювати температуру нагрівання. Крім того, при рециркуляції через теплообмінний апарат проходить більше газів і відповідно менше знижується їх температура, що підвищує рівномірність нагрівання.

У зв'язку з недоліками, властивими безпосередньому обігріву димовими газами, все ширше для обігріву до температури 500 °С застосовуються різні проміжні теплоносії.

Нагрівання газами і рідинами дає можливість використовувати тепло, яке залишається в них, так як в ряді процесів відходять газу і рідини з високою температурою.

НАГРІВАННЯ ВОДЯНИМ ПАРОМ

Нагрівання «гострим» паром. Найбільш простим способом передачі тепла є нагрівання «гострим» паром, тобто паром, який вводять безпосередньо в рідину, що нагрівається. Ця пара конденсується і віддає тепло рідині, що нагрівається, а конденсат, що утворюється, змішується з рідиною.

Найпростіше пристосування для нагрівання рідини «гострим» паром є труба, опущена відкритим кінцем в резервуар з рідиною що нагрівається.

У тих випадках, коли одночасно з нагріванням рідини необхідно і перемішувати її, «гострий» пар підводять через так звані барботери - труби з невеликими отворами, що укладаються на дно резервуара у вигляді спіралей, кілець або декількох паралельних прямих труб. На паропідводній трубі встановлюють зворотні клапани, які пропускають пар в апарат, але затримують рідину, що піднімається з апарату в разі, коли тиск в паропроводі

нижче тиску в апараті. Для того щоб уникнути введення зайвих кількостей води в рідину, що нагрівається, на паровій трубі встановлюють продувальні вентиля, через які перед нагріванням видаляють накопичений в трубі конденсат.

У безшумних нагрівачах (рис.1.75) струмінь пара захоплює рідину в бічні отвори сопла нагрівача. Змішування пара з рідиною відбувається безпосередньо в самому соплі, тому тут немає шуму, що виникає в звичайних нагрівачах барботажного типу.

При нагріванні «гострим» паром в рідину неминуче вводиться велика кількість води, що виходить при конденсації пари. Тому такий спосіб нагріву можна застосовувати тільки в тих випадках, коли розведення рідини водою не має істотного значення і рідина, що нагрівається, не реагує з водою.

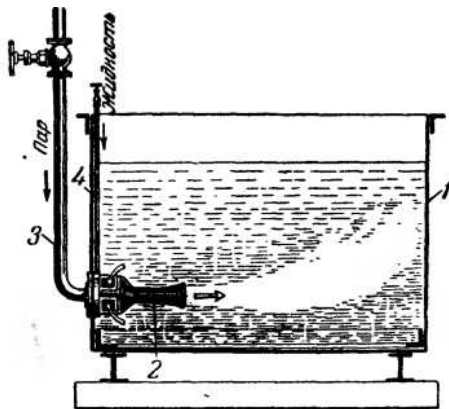


Рис. 1.75 – Безшумний пароструминний нагрівач: 1 – резервуар; 2 – сопло яке змішує; 3 – паропровід; 4 – труба наповнення.

Зазвичай «гострий» пар застосовують тільки для нагрівання води і водних розчинів.

Внаслідок швидкої конденсації пари на виході з труби в ній міг би виникнути майже абсолютний вакуум, якби пар не містив деякої кількості повітря. Так як пар містить повітря, в трубі відбувається тільки падіння тиску. Рідина поступово нагрівається теплом, що виділяється при конденсації пари, і досягає температури насиченої пари при тиску, рівному тиску в апараті. Якщо ж апарат працює при атмосферному тиску, то температура рідини незалежно від температури пара не буде перевищувати

температури кипіння.

При нагріванні води «гострим» паром до температури кипіння пар конденсується в воді і її вага відповідно збільшується. Якщо ж вода кипить, то при відсутності теплових втрат з неї утворюється стільки ж пара, скільки в неї підводиться, і вага води залишається незмінним.

При нагріванні води "гострою паром" до температури кипіння пар конденсується в воді і її вага відповідно збільшується. Якщо ж вода кипить, то при відсутності теплових втрат з неї утворюється стільки ж пара, скільки в неї підводиться, і вага води залишається незмінною.

Нагрівання «глухим» паром. Якщо властивості матеріалу що обігривається або умови проведення процесу не дозволяють вести нагрівання «гострим» паром, застосовують пристрої для нагріву через стінки, що розділяють пар і рідину, що нагрівається, тобто ведуть нагрівання «глухим» паром. Таке нагрівання ведеться через подвійні днища або зміювики, трубчасті і спіральні теплообмінники та ін. Зазвичай пар, що надходить в теплообмінник, віддає всю приховану теплоту пароутворення до стінок апарату і стікає у вигляді конденсату.

Для нагрівання майже завжди використовують насичену водяну пару з високим коефіцієнтом тепловіддачі, що має велику приховану теплоту конденсації. Застосування перегрітої пари недоцільно внаслідок низького коефіцієнта теплопередачі і невеликої величини теплоти перегріву.

При конденсації пари на стінках нагрівального пристрою утворюється та безперервно стікає вниз водяна плівка. Температура одного боку плівки дорівнює температурі пара, а інший-температурі стінки. З боку пара температура стінки практично наближається до температури пара. Тому температуру конденсату з достатньою точністю можна дорівнювати температурі пара.

При такому допущенні передача тепла відбувається при постійній температурі одного з теплоносіїв, і для теплообміну взаємний напрямок руху рідини і пара не має значення. Однак в теплообмінний апарат пар зазвичай підводять зверху, для того щоб конденсат міг вільно стікати зверху вниз і видалятися з апарату. Для нормальної роботи теплообмінних апаратів, що обігріваються водяною парою, необхідно безперервно відводити з них конденсат. При цьому не можна допускати втрати неконденсованого пара, який йде з апарату разом з конденсатом. Конденсат видаляється з теплообмінного апарату через спеціальні пристрої, які називаються конденсатовідвідники або водовідвідники. Водовідвідники працюють безперервно або періодично.

Апарати з сорочками. Подвійні стінки, або сорочки, широко використовуються для обігріву реакційних апаратів, особливо в тих випадках, коли всередині апарату неможна встановити змішувачі (наприклад, в апараті з мішалкою).

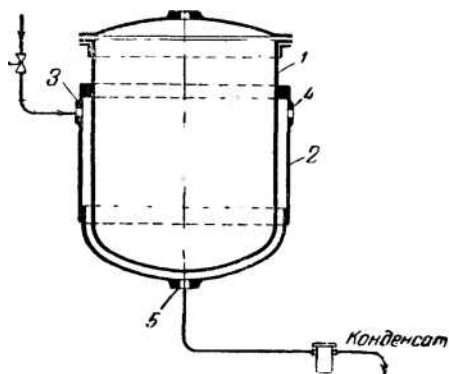


Рис. 1.76. Схема пристрою парової сорочки

Схема пристрою парової сорочки показана на рис. 1.76.

Сорочка 2 укріплена зовні корпусу апарату; між внутрішньою поверхнею сорочки і зовнішньою поверхнею корпусу апарату утворюється герметично замкнутий простір, в який при нагріванні через штуцери 3 і 4 вводиться пар, а через штуцер 5 відводиться конденсат.

Для охолодження, навпаки, охолоджуюча рідина надходить знизу через штуцер 5 і відводиться зверху через штуцери 3 і 4.

Висота сорочки повинна бути не менше висоти рівня рідини в апараті. Сорочки приварюють до стінок апарату, а також кріплять на болтах до фланця корпусу або кришки апарату.

Для більш рівномірного обігріву апаратів діаметром більше 1 м пар вводять в сорочку з двох сторін. Зазвичай сорочки застосовують для нагрівання парою тиском не більше 5 атм. Перевищення цієї межі призводить

до надмірного потовщення стінок сорочки і апарату; поверхня сорочок, як правило, не перевищує 10м^2 .

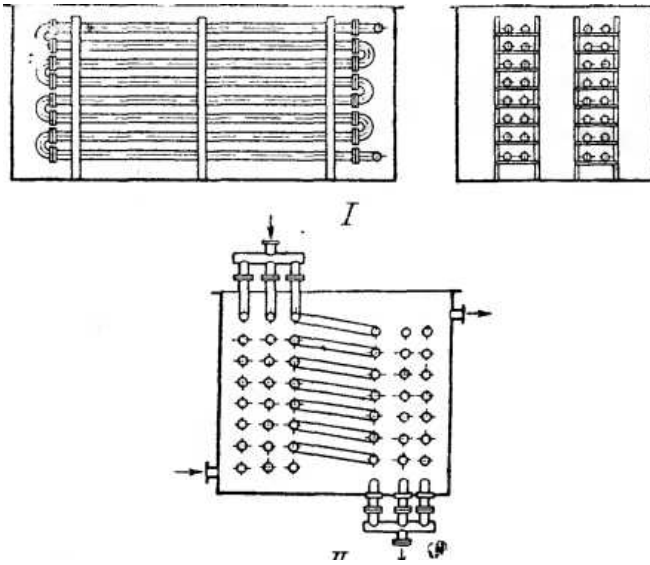


Рис. 1.77 – Змійовики

Змійовикові теплообмінники. Одним з найпростіших теплообмінних пристроїв в апаратах є змійовики, що представляють собою прямі труби, з'єднані колінами (рис. 1.77), або спірально зігнуту трубу з розташуванням витків по гвинтовій лінії.

Коефіцієнт тепловіддачі змійовиків трохи вище, ніж прямих труб. Однак змійовики мають велику довжину, і при конденсації пари в нижній частині змійовика може накопичуватися конденсат, що призводить до погіршення

теплообміну; в довгих змійовиках, крім того, значно зменшується тиск і утруднено відведення газів, тому змійовики поділяють на кілька окремих секцій, розташованих одна над іншою або у вигляді концентричних кіл.

Для запобігання прогину і деформації труб змійовики закріплюють хомутами на стійках.

Теплообмінники з змійовиків, занурених в резервуар, наповнений рідиною, називаються зануреними.

Внаслідок невеликої швидкості протікання рідини в резервуарі ці теплообмінники відрізняються малоінтенсивним теплообміном, але часто застосовують для охолодження через простоту виготовлення і виконання ремонту, а також зручності застосування в агресивних середовищах.

У змійовикових теплообмінниках одна з рідин, що беруть участь у теплообміні, може зрошувати труби змійовика зовні.

Теплообмінники такої конструкції називаються зрошувальними; їх застосовують як холодильники.

Змійовики можуть бути ефективно застосовані для теплообміну при високих тисках в апаратах спеціальної конструкції.

У таких апаратах теплоносій протікає в змійовику, а тепло передається або віднімається через циліндричну стінку апарата, як в апаратах з сорочками.

На рис.1.78 показаний чавунний апарат, у стінках якого залиті сталеві змійовики.

В апаратах такої конструкції нагрівання теплоносіями можна вести при дуже високих тисках, але ці змійовики складні у виготовленні і коштовні. Крім того, у зв'язку з тим, що чавун і сталь мають різне теплове подовження, зазвичай не вдається досягти щільного з'єднання змійовиків з чавунною

стілкою апарату і залишаються раковини та порожнечі, що погіршують теплопередачу.

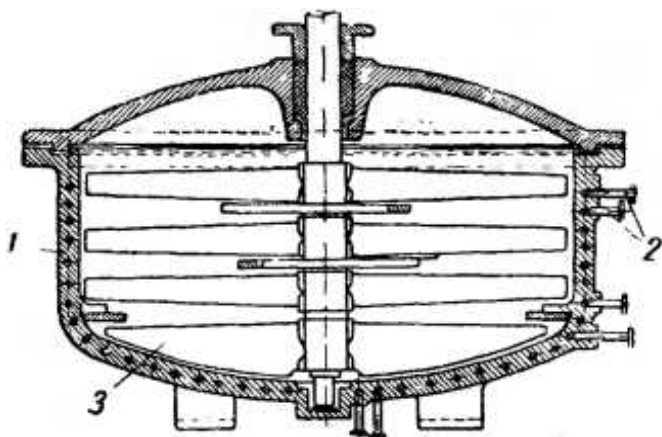


Рис. 1.78. Апарат з змійовиками, залитими у стінки: 1 – корпус апарата; 2 – змійовики; 3 – мішалка.

Апарати із залитими в стінки змійовиками виготовляють тільки з чавуну, тому їх можна застосовувати при внутрішніх тисках не вище 6 атм.

Більш досконалі для нагрівання при високому тиску апарати, в яких сталевий змійовик приварений по зовнішній поверхні (рис. 1.78). Змійовик має форму спіралі або складається з труб, розташованих по утворюючим циліндричної поверхні апарату. Такі апарати можуть бути

виготовлені з будь-якого металу, що є перевагою теплообмінників цієї конструкції перед апаратами зі змійовиками, залитими в стінки. Змійовики приварюють до апаратів двома способами, залежно від матеріалу стінок апарату.

Калорифери

До компактних і ефективних теплообмінників, створених останнім часом, відносяться різні конструкції теплообмінних апаратів з ребреними поверхнями. Застосування ребра з боку теплоносія, що відрізняється низькими значеннями коефіцієнтів тепловіддачі (гази, сильно в'язкі рідини), дозволяє значно підвищити теплові навантаження апаратів. Крім трубчастих теплообмінників з трубами, що мають поперечні ребра прямокутного (рис. 2.8) або трапецієподібного перерізу (рис. 1.79), розроблені конструкції з поздовжніми, плавниковими, дротяними, голчастими безперервними спіральними ребрами та ін. Труби з поперечними ребрами різної форми широко використовуються, зокрема, в апаратах для нагрівання повітря - калориферах (рис. 2.8), а також в апаратах повітряного охолодження. При нагріванні повітря зазвичай застосовують насичену водяну пару, що надходить в колектор 1 і далі в пучок ребрених труб 2. Конденсат відводиться з колектора 3. Іноді використовуються поздовжні ребра, які призначені для турбулізації прикордонного шару (що особливо важливо при ламінарному перебігу теплоносія).

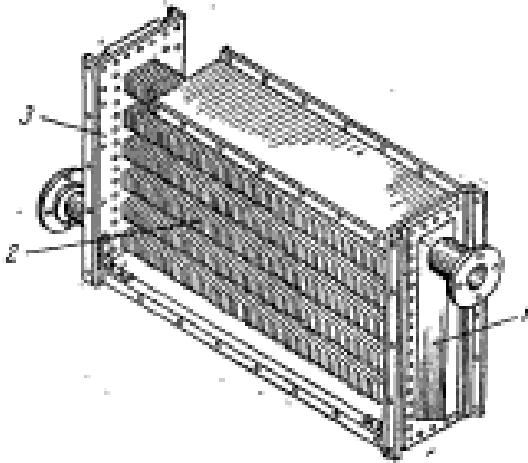


Рис. 1.78 – Пластинчастий калорифер: 1 – колектор для вводу пари, 2 - ореблена труба, 3 – колектор для прийому конденсату

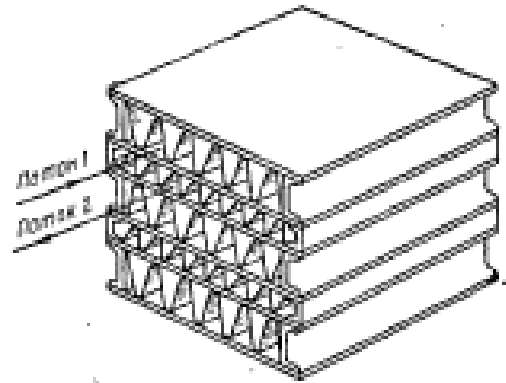
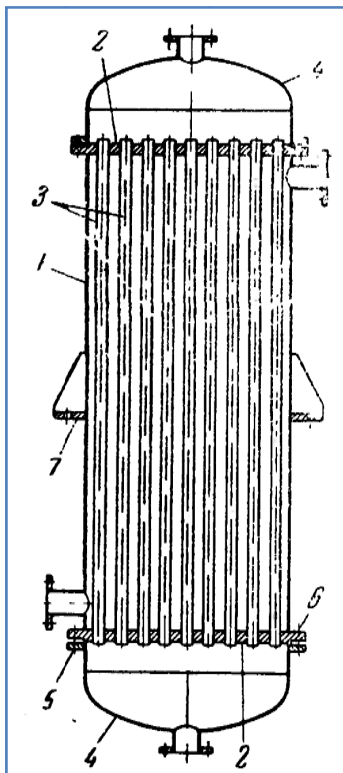


Рис. 1.79 – Схема пристрою пластинчато - ребристого теплообмінника



Кожухотрубчасті теплообмінники

Ці теплообмінники відносяться до найбільш часто застосовуваних поверхневих теплообмінників. На рис. 1.80 показаний кожухотрубчастий теплообмінник жорсткої конструкції, який складається з корпусу, або кожуха 1, і приварених до нього трубних решіток 2. У трубних решітках закріплені пучок труб 3. До трубних решіток кріпляться (на прокладках і болтах) кришки 4.

У кожухотрубчастому теплообміннику одне з середовищ I, що обмінюються теплом, рухається всередині труб (у трубному просторі), а інше II – у міжтрубному просторі.

Рис. 1.80 – Кожухотрубчастий теплообмінник: 1 – кожух, 2 – трубна решітка, 3 – трубки, 4 – сферичне днище, 5 – фланець, 6 – болт, 7 – лапа

Середовища зазвичай спрямовують протічєю один до одного. При цьому середовище, що нагрівається (холодний теплоносій), направляють

знизу вгору, а середовище, що віддає тепло (гарячий теплоносій), - у протилежному напрямку.

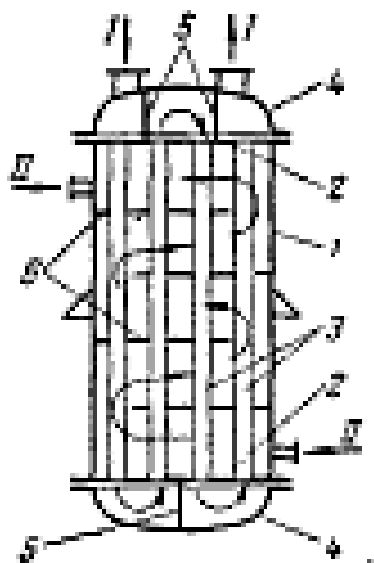
Такий напрямок руху кожного середовища збігається з напрямком, в якому прагне рухатися дане середовище під впливом зміни його щільності при нагріванні або охолодженні.

Труби закріплюють у решітках найчастіше розвальцюванням.

Теплообмінник, зображений на рис. 1.80 є одноходовим. При порівняно невеликих витратах рідини швидкість руху в трубах таких теплообмінників низька і, отже, коефіцієнти тепловіддачі невеликі. Для збільшення останніх при даній поверхні теплообміну можна зменшити діаметр труб відповідно збільшивши їх висоту (довжину). Однак теплообмінники невеликого діаметру та значної висоти незручні для монтажу, вимагають високих приміщень та підвищеної витрати металу та виготовлення деталей, що не беруть участь безпосередньо в теплообміні (кожух апарату). Тому раціональніше збільшувати швидкість теплообміну шляхом застосування багатоходових теплообмінників.

У багатоходовому теплообміннику (рис. 1.81) корпус 1 трубні решітки 2 укріплені в них труби 3 і кришки 4 ідентичні зображеним на рис.1.80.

За допомогою поперечних перегородок 5, встановлених в кришках теплообмінника, труби розділені на секції, або ходи, по яких послідовно



рухається рідина, що протікає в трубному просторі теплообмінник 1, зазвичай розбивку на ходи проводять таким чином, щоб у всіх секціях знаходилося приблизно однакове число труб.

Внаслідок меншої площі сумарного поперечного перерізу труб, розміщених в одній секції, порівняно з поперечним перерізом всього пучка труб час перебування рідини в трубному просторі багатоходового теплообмінника зростає (у порівнянні з одноходовим теплообмінником) в число разів, що дорівнює кількості ходів.

Для подовження шляху руху середовища

Рис. 1.81– Багатоходовий кожухотрубчастий теплообмінник

в міжтрубному просторі служать сегментні перегородки 6. У горизонтальних теплообмінниках ці перегородки є

одночасно проміжними опорами для пучка труб.

Багатоходові теплообмінники працюють за принципом змішаного струму, що, як відомо, призводить до деякого зниження рушійної сили теплопередачі в порівнянні з суто протиточним рухом тих, хто бере участь у теплообміні. В одноходових і особливо в багатоходових теплообмінниках теплообмін може погіршуватися внаслідок виділення розчинених у рідині (або парі) повітря та інших газів, що не конденсуються. Для їх періодичного

видалення у верхній частині кожуха теплообмінників встановлюють крани продувки. Одноходові та багатоходові теплообмінники можуть бути вертикальними або горизонтальними. Вертикальні теплообмінники більш прості в експлуатації і займають меншу виробничу площу.

Горизонтальні теплообмінники виготовляються зазвичай багатоходовими і працюють при великих швидкостях середовищ для того, щоб звести до мінімуму розшарування рідин внаслідок різниці їх температур і густини, а також усунути утворення застійних зон.

Якщо середня різниця температур труб і кожуха в теплообмінниках жорсткої конструкції, тобто з нерухомими, привареними до корпусу трубними решітками, стає значною (приблизно рівною або більшою за 50°C), то труби і кожух подовжуються неоднаково. Це викликає значні напруження в трубних решітках, може порушити щільність з'єднання труб з решітками, призвести до руйнування зварних швів, неприпустимого змішування середовищ, що обмінюються теплом. Тому при різницях температур труб і кожуха великих 50°C , або при значній довжині труб застосовують кожухотрубчасті теплообмінники нежорсткої конструкції, що допускає деяке переміщення труб відносно кожуха апарату.

Зрошувальний теплообмінник

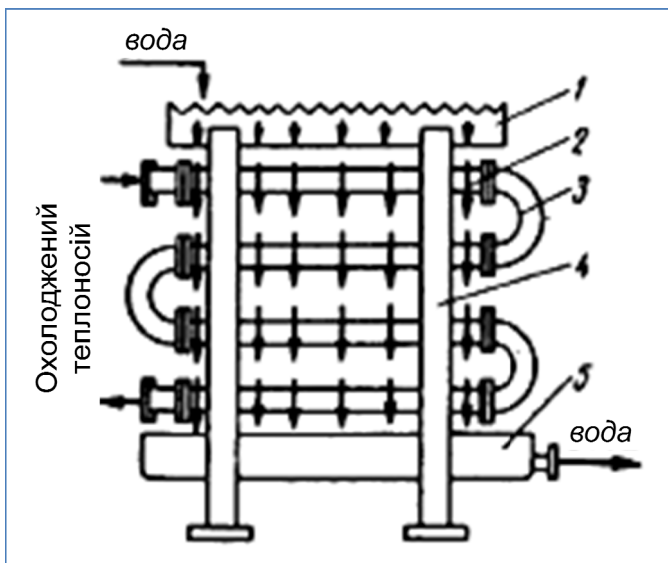


Рис. 1.82. Зрошувальний теплообмінник: 1 – верхнє корито з отворами, 2 – труби змійовика, 3 – коліна, 4 – рама теплообмінника, 5 – нижнє корито – збірник охолодженої води

Зрошувальний теплообмінник використовується для охолодження великих кількостей гарячої води або інших рідин (рис.1.82). Принцип роботи дуже простий: гаряча вода поступає на верхнє корито 1, в днищі якого є отвори. Через отвори вода тонкими струменями потрапляє на поверхню змійовика 2, по трубах якого протікає холодна вода. Струмені гарячої води, контактуючи з холодною поверхнею змійовика, охолоджуються та стікають у нижнє корито 5.

ВИПАРЮВАННЯ

Методи випарювання. Процес випарювання застосовується в техніці для концентрування розчинів твердих не летючих речовин у рідких летких розчинниках. Цей процес полягає в тому, що деяку частину розчинника переводять у пароподібний стан і у вигляді пари видаляють з рідкої суміші шляхом нагрівання, а іноді зниження тиску.

Процес випарювання широко застосовується як часткового поділу (концентрування) розчинів, так повного виділення (кристалізація) твердих речовин з розчину.

Перехід речовини з рідкого стану в пароподібний відбувається за будь-якої температури рідини, при цьому **розрізняють випаровування і кипіння**.

Під **кипінням** розуміють перехід рідини в пароподібний стан за такої температури, коли пружність парів рідини дорівнює тиску навколишнього простору, а під **випаровуванням** - при температурі, коли пружність парів рідини нижче тиску навколишнього простору.

Механізм процесу пароутворення з погляду молекулярно-кінетичної теорії полягає у наступному:

молекули рідини, що знаходяться поблизу поверхні нагріву і які мають у цей момент велику швидкість, вилітають у простір над рідиною, звільняючись від тяжіння інших молекул, і стають вільними. Кожна молекула, що випаровується, долає сили зчеплення рідини і опір зовнішнього тиску при витраті деякої кількості теплової енергії, що підводиться ззовні.

Кількість тепла, що витрачається при даній температурі на випаровування вагової одиниці рідини, називають **прихованою теплотою випаровування**. З підвищенням температури прихована теплота випаровування зменшується і за критичної температури стає рівною нулю.

Дуже поширений процес випаровування з поверхні нерухомої рідини в повітря. Таке випаровування відбувається при зберіганні рідин у відкритих резервуарах, поверхневих зволожувачах, водоймах тощо.

Випаровування рідини при температурі нижче точки кипіння практично застосовується рідко. До цього методу вдаються тільки в тих випадках, коли при кип'ятінні рідини можуть виникнути небажані побічні процеси, що шкідливо впливають на властивості розчину, що випаровується. Рідини зазвичай випарюють шляхом нагрівання їх до температури кипіння і видалення пари, що утворюється в атмосферу (або конденсації парів в холодильниках-конденсаторах).

Нагрівання рідини при випарюванні можна проводити за допомогою будь-якого теплоносія, але в більшості випадків застосовують водяну пару. Зазвичай випарюють різні водні розчини, видаляючи їх воду в пароподібному стані. Пар, що утворюється в процесі випарювання розчину, називають **вторинною парою**.

При випарюванні неводних розчинів вторинною парою може бути будь-який розчинник, в якому було розчинено тверду речовину, що виділяється.

Випарювання проводять при атмосферному тиску, під вакуумом і тиском вище атмосферного. Для випарювання при атмосферному тиску застосовують головним чином відкриті апарати, а випарювання при тиску, відмінному від атмосферного, – закриті.

Тепло, яке витрачається на випарювання, може бути використане одноразово або багаторазово. У першому випадку розчин випарюють в одному апараті і випарну установку в цьому випадку називають однокорпусною, а процес випарювання в ньому - однокорпусним випарюванням; вторинна пара при цьому не використовується. У другому випадку тепло вторинної пари, що утворюється, використовується для нагрівання в інших випарних апаратах тієї ж установки. У цьому випадку установки, в яких виробляють випарювання, називають багатокорпусним, а процес випарювання в них - багатокорпусним випарюванням.

Тепло вторинної пари може бути використане багаторазово та в однокорпусних установках шляхом застосування теплового насоса. Крім того, тепло вторинної пари часто використовують у різних нагрівальних пристроях поза даною випарною установкою.

Вторинна пара, що відбирається від випарної установки для нагрівання поза даною установкою, називають **екстра-паром**.

Найбільш простим способом видалення з розчинів порівняно невеликих кількостей розчинника є випарювання у відкритих апаратах, які зазвичай являють собою відкриті чаші. Випарювання ведуть при атмосферному тиску, і вторинна пара, що утворюється з рідини, видаляється в атмосферу. Обігрів апарату виробляють у більшості випадків димовими газами або водяною парою через сорочки або змійовики.

Найбільш поширені закриті випарні апарати, застосування яких, крім покращення санітарно-гігієнічних умов роботи, дає можливість використовувати тепло вторинної пари.

Вторинна пара надходить у конденсатор змішування або поверхневий конденсатор. У конденсаторі підтримується тиск, що відповідає температурі конденсації. Оскільки пар, що конденсується, завжди містить деяку кількість повітря та інших неконденсованих газів, їх видаляють з конденсатора за допомогою вакуум-насоса.

Іноді випарювання ведуть під тиском; вторинна пара, що утворюється при цьому, може бути використана в різних нагрівальних пристроях, причому тиск у випарному апараті повинен відповідати тиску теплоносія в пристроях, що використовують тепло вторинної пари.

У багатьох випадках зниження температури кипіння розчину випарювання ведуть під вакуумом. При випарюванні під вакуумом недоцільно відсмоктувати з апарату вакуум-насосом всю вторинну пару, оскільки на це витрачається багато енергії.

Процес зазвичай ведуть за схемою, наведеною на рис. 1.83. Вторинна пара надходить у конденсатор змішування або поверхневий конденсатор (як показано на рисунку). У конденсаторі підтримується тиск, що відповідає температурі конденсації. Оскільки пар, що конденсується, завжди містить деяку кількість повітря та інших неконденсованих газів, їх видаляють з конденсатора за допомогою вакуум-насоса.

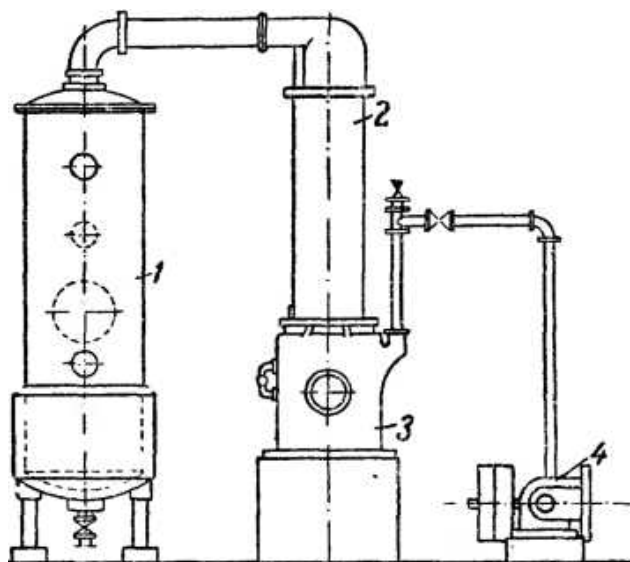


Рис. 1.83 – Схема однокорпусної випарної установки: 1 - вакуум-випарний апарат; 2 – поверхневий конденсатор; 3 – збірник конденсату; 4 – повітряний насос.

У порівнянні з випарюванням при атмосферному тиску випарювання розчинів під вакуумом має ряд переваг, незважаючи на те, що витрата пари, що гріє, на 1 кгс рідини, що випаровується, при вакуумі трохи більше, ніж при атмосферному тиску.

У розрідженому просторі всі рідини киплять за нижчих температур, ніж при атмосферному тиску. Це дає можливість зменшити величину поверхні теплообміну у вакуум-випарному апараті, так як при зниженій температурі кипіння досягається значно велика різниця температур між парою, що гріє, і киплячим розчином. При випарюванні у вакуумі можна використовувати пар низького тиску, що дуже важливо, коли є відпрацьована (м'ята) пара.

Випарювання у вакуумі дозволяє концентрувати розчини, що киплять при високих температурах; кип'ятіння таких розчинів при атмосферному тиску може іноді викликати небажані побічні процеси (окислення, осмолення, оцукрювання тощо), і нагрівання повинно проводитись високотемпературними теплоносіями.

Внаслідок зниженої температури кипіння розчинів втрати тепла в навколишнє середовище, а, отже, і витрата пари, що гріє на компенсацію цих втрат, будуть у вакуум-випарних апаратах значно менше, ніж у випарних апаратах, що працюють під атмосферним тиском.

Принцип роботи однокорпусної випарної установки.

Розчин зі складу подається насосом 1 у теплообмінник 3 для попереднього нагрівання до температури близької до температури кипіння (рис.1.84). Витрата розчину контролюється витратоміром 2. Підігрітий практично до кипіння розчин подається у випарний апарат 4 на трубну решітку, попадає у труби та циркулює по них. В міжтрубний простір нижньої частини випарного апарату подається пар, який нагріває розчин в трубах до кипіння. Частина розчину переходить в газоподібний стан та підіймається до гори.

Рис. 1.84 – Однокорпусна випарна установка: 1 – насос, 2 – витратомір, 3 – теплообмінник, 4 – випарний апарат, 5 – барометричний конденсатор, 6 – пастка, 7 – барометрична труба, 8 – насос для виведення концентрованого розчину

Враховуючи, що під час кипіння мікрочастинки рідини уносяться разом з парою, в верхній частині апарату є так звана пастка розвиненого профілю для видалення з пари цих мікрокраплинок рідини. Пара омиває поверхню пастки та виходить через верхній штуцер у трубопровід, а мікрокраплинки рідини змочують поверхню пастки, втрачають свою кінетичну енергію, збираються у більш крупні краплі та падають вниз до розчину, що кипить. Для запобігання втрат рідини, що концентрується, після випарного апарату в технологічній лінії встановлюють барометричний конденсатор 5. Він представляє собою порожній корпус, в якому на

внутрішньому боці є полички. Через верхній штуцер в барометричний конденсатор подається водопровідна вода під таким тиском, щоби вона могла вільно стікати з полички на поличку, утворюючи водяні завіси. Пара з випарного апарату поступає в нижню частину конденсатора і поступово проходить через водяні завіси. Краплинки рідини, які не вловила пастка в випарному апараті, залишаються в водяних завісах та стікають разом з водою через барометричну трубу 7 у збірник. Але з барометричного конденсатора може вийти пара з краплинками води у разі підвищеного тиску пари. Тому після барометричного конденсатора встановлюється додаткова пастка 6 для видалення краплинок води з пари. Пастка має дуже просту конструкцію: це порожній циліндричний апарат, в якому посередині є перегородка. Пара омиває перегородку, залишаючи на ній краплинки води, які збираються в більш крупні краплі (процес коалесценції) та стікають через трубу в нижній частині пастки в барометричну трубу 7. Після пастки 6 пара поступає до вакуум-насосу.

Багаторазове випарювання. У деяких хімічних виробництвах випарюють великі кількості води, що пов'язано з великим витратою пари, що гріє. Застосування випарювання у вакуумі дозволило здійснити так зване багаторазове випарювання, при якому значно знижується витрата пари, що гріє, на 1 кгс води, що видалається.

Принцип багаторазового випарювання полягає в наступному. Пар, що виділяється при кипінні рідини в одному випарному апараті, що обігривається свіжою парою, використовують для нагрівання та випарювання розчину в іншому апараті, в якому внаслідок зниженого тиску розчин кипить при нижчій температурі, ніж у першому. При спільній роботі двох апаратів свіжа пара, що вводиться в нагрівальну камеру тільки першого випарного апарату, дає можливість випарувати приблизно подвійну кількість води, тобто витрата пари на одиницю води, що випаровується, знижується вдвічі в порівнянні з випарюванням в одному апараті. Замість двох апаратів можна взяти три, чотири і більше, тоді витрата пари, що гріє, теоретично повинна скоротитися в три, чотири і більше рази, тобто витрата пари буде зменшуватися пропорційно збільшенню кількості спільно працюючих апаратів.

В установках з декількох випарних апаратів з багаторазовим використанням пари, що гріє (багатокорпусних), кожен апарат установки – корпус – має свій порядковий номер (рис. 1.85). Першим корпусом називають апарат, в якому рідина кипить при більш високій температурі, тобто той, в який вводять свіжу пару, що гріє.

Сучасні багатокорпусні випарні установки, що служать для випарювання великої кількості рідини, складаються з декількох корпусів (в даному випадку трьох); кожен з корпусів являє собою закритий циліндричний апарат, в якому є нагрівальна камера 12, паровий простір 13 і бризговловлювач 14.

Розчин, призначений для випарювання, надходить в апарат через штуцер 15. Нагрівальну камеру через штуцер 16 вводиться гріючий пар.

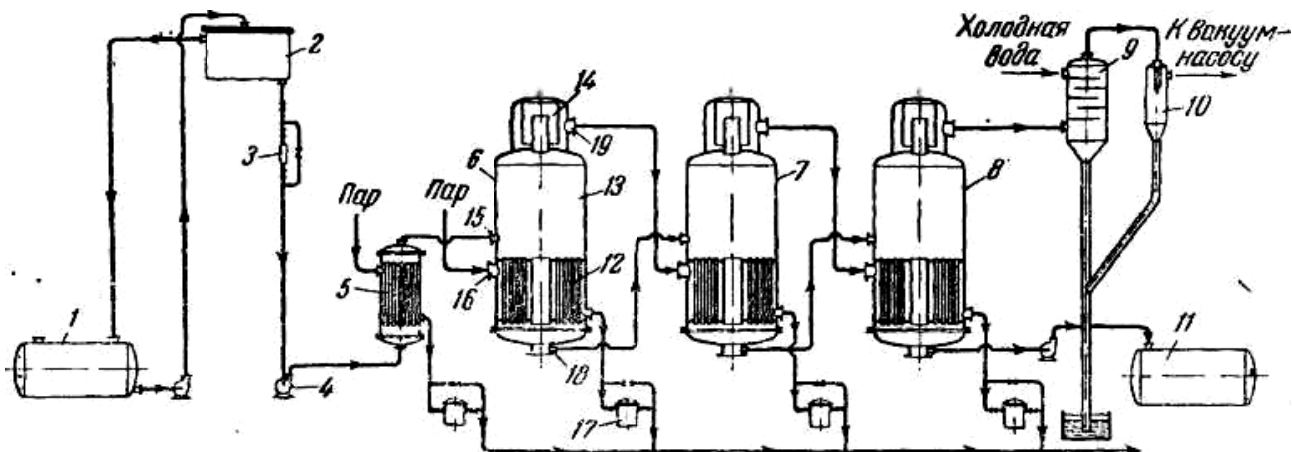


Рис. 1.85 – Багатокорпусна випарна установка: 1 - сховище для розчину, 2 – напірний бак, 3 - витратомір, 4 - відцентровий насос, 5 - підігрівач розчину (теплообмінник), 6-8 – випарні апарати, 9 - барометричний конденсатор, 10 – пастка, 11 - сховище упареного розчину, 12 – нагрівальна камера, 13 - паровий простір, 14 - бризговловлювач, 15 - штуцер для введення розчину на випарювання, 16 - штуцер для введення пари, що гріє, 17 - конденсаційний горщик, 18 - штуцер для виходу упареного розчину, 19 - штуцер для виходу вторинної пари

Тут пара, конденсуючись, віддає через стінки труб свою приховану теплоту розчину, що циркулює в трубах; при цьому розчин закипає і утворює вторинну пару більш низького тиску, ніж гріючий (первинний) пар. Конденсат, що виходить при конденсації первинної пари, разом з частково не сконденсовані в нагрівальній камері пором йде в конденсаційний горщик 17, з якого видаляється в збірник конденсату або каналізацію. Частково випарений у першому корпусі розчин прямує на подальше концентрування у другий корпус через штуцер 18.

Пристрій всіх наступних корпусів аналогічний до пристрою першого.

З парового простору першого корпусу вторинна пара через бризговловлювач надходить в нагрівальну камеру другого корпусу, де він є вже гріючою, первинною парою, за рахунок прихованої теплоти якої в другому корпусі утворюється деяка кількість вторинної пари ще більш низького тиску. Конденсат надходить з нагрівальної камери в конденсаційний горщик другого корпусу, а вторинна пара з парового простору цього корпусу - на обігрів в нагрівальну камеру третього корпусу і т.д. Число корпусів досягає іноді десяти і більше; найбільш поширені три- і чотирьокорпусні установки.

Вторинна пара останнього корпусу, так само як і в однокорпусному вакуум-випарному апараті, надходить у конденсатор, в якому конденсується холодною водою.

У багатьох випадках перший корпус обігрівается відпрацьованою (м'ятою) парою парових двигунів. Коли відпрацьованої пари не вистачає,

нагрівальну камеру першого корпусу підводять, крім м'ятої пари, також і свіжий при зниженні його тиску до величини тиску м'ятої пари.

Залежно від способу подачі початкового розчину у випарну установку робота її може відбуватися:

1. За принципом прямого або паралельного току розчину та пари (рис. 2); початковий розчин надходить у перший корпус і потім природним струмом перетікає послідовно через всі корпуси. Тому концентрація розчину підвищується в напрямку від першого корпусу до останнього, тобто відповідно напрямку протікання пари.

2. За принципом протитечії (рис. 3.3) початковий розчин подається в останній корпус і за допомогою насосів послідовно передається через всі корпуси у напрямку до першого. У цьому випадку концентрація розчину збільшується в напрямку, зворотному напрямку руху пари, і, отже, найвища концентрація розчину буде в першому корпусі.

3. За принципом паралельного живлення кожного корпусу початковим розчином, коли концентрація розчину у всіх корпусах одна й та сама.

У промисловості застосовують головним чином випарні установки, що працюють за принципом прямого струму. Паралельне живлення кожного корпусу установки початковим розчином використовують для випаровування розчинів, що кристалізуються та які важко перепускати через всі корпуси.

При протитечії зростання концентрації розчину збігається з підвищенням його температури кипіння і температури пари, що гріє, що обумовлює зниження в'язкості розчину і підвищення коефіцієнтів теплопередачі у всіх корпусах установки.

Однак протитечію при випарюванні застосовують порівняно рідко, так як для його здійснення необхідно встановлювати між корпусами насоси з передачі розчину з наступного корпусу з меншим тиском у попередній корпус з великим тиском.

Протиток гріючої пари і розчину у випарних установках застосовують головним чином для випарювання розчинів, в'язкість яких різко підвищується зі зростанням концентрації.

Протиточне випарювання не застосовується для розчинів, нестійких в умовах підвищеної температури.

Випарювання в апаратах із тепловим насосом. У багатокорпусних випарних установках початкові витрати на обладнання, пов'язані з встановленням кожного додаткового корпусу, окупаються економією пари, що гріє, тільки при деякому збільшенні числа корпусів. Практично в більшості випадків максимальна економія досягається вже в чотирикорпусній установці.

Крім того, багатокорпусні випарні установки часто не можуть бути застосовані, тому що в перших корпусах під дією високої температури може розкладатися розчин.

Ефективним способом випарювання, що дає економію пари, що гріє, є випарювання із застосуванням теплового насоса - пристрою, що підвищує

температурний рівень теплоти, що виділяється в якому-небудь процесі. Випарювання з тепловим насосом дозволяє вести процес при низькій температурі кипіння, що запобігає шкідливому впливу його на властивості розчину, що випаровується; Початкові витрати на обладнання такої випарної установки невеликі.

Принцип випарювання з тепловим насосом полягає в тому, що шляхом адіабатичного стиснення вторинної пари в компресорі підвищують температуру насичення пари і використовують його для обігріву апарату, в якому ця вторинна пара утворилася.

За пристроєм випарний апарат не відрізняється від звичайних випарних апаратів багатокорпусних установок. Вторинна пара, що утворюється в паровому просторі випарного апарату, засмоктується по трубопроводу турбокомпресором; в турбокомпресорі пара стискається і його температура підвищується до величини, необхідної для обігріву апарату. Після турбокомпресора пар по трубопроводу направляється в нагрівальну камеру, де він конденсується, віддаючи тепло киплячому розчину. Конденсат з нагрівальної камери відводиться через конденсаційний горщик, а повітря, що накопичується, відкачується з камери повітряним насосом по трубопроводу.

Перед пуском апарату розчин повинен бути підігрітий свіжою парою, яку вводять в камеру до початку кипіння рідини в апараті. Потім припиняють подачу пари, що гріє, і ведуть випарювання за рахунок теплоти від стиснення в компресорі вторинної пари.

Стиснення вторинної пари прагнуть провести адіабатично, в протилежність стиску газів у компресорах, яке бажано наблизити до ізотермічного процесу. При адіабатичному стисканні вся робота, що затрачується в компресорі, переходить у теплоту, і одночасно з підвищенням температури парів підвищується їх тепломісток. Для проведення випарювання тільки за рахунок механічної енергії без додаткових витрат свіжої пари необхідно, щоб тепло, повідомлене парі під час стиснення повністю компенсувало втрати тепла апаратом в навколишнє середовище.

Конструкція випарних апаратів. Число конструкцій випарних апаратів дуже велике. Вперше однокорпусний вакуум-випарний апарат із паровою сорочкою був застосований у 1812 р. для випарювання цукрових розчинів. У 1829 р. було здійснено багаторазове використання гріючої пари в багатокорпусній випарній установці.

Пізніше нагрівальні пристрої у вигляді сорочок були замінені горизонтальними паровими трубами (скринькові випарні апарати).

Різноманітні конструкції випарних апаратів, що застосовуються у промисловості, можна класифікувати:

- за типом поверхні нагрівання (парові сорочки, змійовики, трубчаткі різних видів);
- за її розташуванням у просторі (апарати з вертикальною, горизонтальною, іноді з похилою нагрівальною камерою),

- за родом теплоносія (водяна пара, високотемпературні теплоносії, електричний струм та ін.),
- за типом руху теплоносій (зовні або всередині труб нагрівальної камери).
- за видом та кратністю циркуляції розчину.

Розрізняють випарні апарати з неорганізованою, або вільною, спрямованою природною та примусовою циркуляцією розчину.

Випарні апарати ділять також на апарати прямоточні, в яких випарювання розчину відбувається за один його прохід через апарат без циркуляції розчину, і апарати, що працюють з багаторазовою циркуляцією розчину.

Залежно від організації процесу розрізняють періодично та безперервно діючі випарні апарати.

Тема 1.6. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

Масообмінними називаються процеси, що характеризуються переходом однієї чи кількох речовин з однієї фази в іншу. Цей перехід здійснюється конвективною та молекулярною дифузією, тому масообмінні процеси називають також дифузійними.

Масообмінні процеси класифікують за агрегатним станом та характером взаємодії фаз. При абсорбції відбувається селективне поглинання газів або пар рідкими поглиначами – абсорбентами, тобто має місце перехід речовини з газової або парової фази в рідку.

При перегонці та ректифікації рідка суміш поділяється на складові компоненти. Відбувається перехід речовин з рідкої фази в парову та з парової в рідку.

При екстракції відбувається вилучення одного або декількох речовин із розчинів або твердих речовин за допомогою розчинників. При екстракції в системі рідина – рідина має місце перехід речовини з однієї рідкої фази в іншу рідку фазу.

При адсорбції відбувається вибіркове поглинання газів, пар або розчинених у рідині речовин твердим поглиначем - адсорбентом, здатним поглинати один або кілька компонентів їх суміші. Процес використовується в багатьох виробництвах, де із суміші газів, пар або розчинених речовин необхідно витягти той чи інший компонент. При адсорбції речовини переходять із газової або рідкої фази у тверду.

Сушіння - це видалення вологи з твердих або рідких вологих матеріалів шляхом її випаровування. У цьому процесі має місце перехід вологи з вологого твердого матеріалу в парову або газову фазу.

При кристалізації з рідкої фази виділяється речовина як кристалів. При цьому відбувається перехід речовини з рідкої фази в тверду, внаслідок виникнення та зростання кристалів у розчині.

Масообмінні процеси оборотні, тобто розподілена між фазами речовина може переходити з однієї фази в іншу залежно від умов рівноваги фаз. Ця рівновага, наприклад концентрація розчиненої речовини у двох взаємодіючих фазах, залежить від температури та тиску. Зв'язок між параметрами в умовах рівноваги може бути представлений рівняннями, таблицями чи графіками.

Механізм масопередачі. Масопередача – процес переходу речовини (або кількох речовин) з однієї фази в іншу у напрямку досягнення рівноваги. Перенесення у межах однієї фази називають масовіддачею.

У масообміні беруть участь, як мінімум, три речовини: розподільна речовина (або речовини), що становить першу фазу G; розподільна речовина (або речовини), що становить другу фазу L; розподілювана речовина (або речовини), яка переходить з однієї фази в іншу M (рис. 1.86).

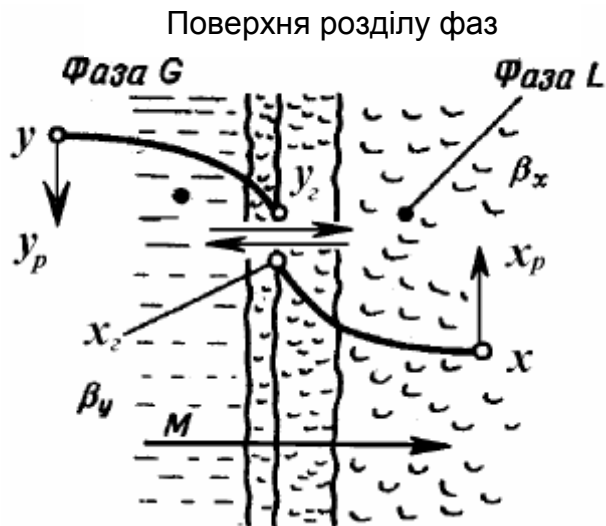


Рис.1.86 – Схема масообміну між фазами

Нехай розподілена речовина знаходиться спочатку тільки у фазі G і має концентрацію y . У фазі L в початковий момент речовина, що розподіляється відсутня, тобто. концентрація його у цій фазі $x = 0$. Якщо фази G і L привести у дотик один з одним, починається перехід розподіленої речовини з фази G фази L, і з появою речовини M у фазі L починається зворотний перехід його з фази L фази G.

Згодом швидкості переходу речовини стануть однаковими, і злюється

певна залежність між концентраціями речовини, що розподіляється в обох фазах: будь-якої концентрації x цієї речовини у фазі L відповідає рівноважна концентрація його y_p у фазі G, тобто $y_p = f(x)$.

Різниця між фактичною та рівноважною концентраціями, що характеризує ступінь не досягнення рівноваги, є рушійною силою масообмінних процесів:

- а) рушійна сила масообміну через концентрації розподіленого компонента у фазі G: $\Delta y = y - y_p$;
- б) рушійна сила масообміну через концентрації розподіленого компонента у фазі L: $\Delta x = x_p - x$.

У масообмінних процесах (масопередачі) рушійна сила може бути розрахована по одному з двох варіантів: а) або б).

Матеріальний баланс під час масопередачі. Розглянемо прямоточний масообмінний апарат, в якому здійснюється взаємодія потоків фази G (кг/с), з концентраціями розподіленої речовини, що змінюються в ній, від $y_{\text{поч}}$ до $y_{\text{к}}$ (в мас. частках), і фази L (в кг/с), із змінними в ній концентраціями розподіленої речовини від $x_{\text{поч}}$ до $x_{\text{к}}$ (у мас.частках) (рис. 1.87). для безперервного процесу, що встановився, матеріальний баланс запишеться:

а) по всій речовині:

$$G_{\text{поч}} + L_{\text{поч}} = G_{\text{к}} + L_{\text{к}} \quad (1.1)$$

б) по компоненту, що розподіляється

$$G_{\text{поч}} y_{\text{поч}} + L_{\text{поч}} x_{\text{поч}} = G_{\text{к}} y_{\text{к}} + L_{\text{к}} x_{\text{к}} \quad (1.2)$$

Для нижньої частини апарату і для деякого довільного перерізу, для якого витрати фаз складають G і L (кг/с), а поточні концентрації рівні y і x

відповідно, матеріальний баланс по всій речовині і компоненту, що розподіляється:

$$G_{поч} + L_{поч} = G + L_K \quad (1.3)$$

$$G_{поч}y_{поч} + Lx = Gy + L_Kx_K \quad (1.4)$$

Вирішуючи це рівняння щодо y , отримаємо:

$$y = \frac{L}{G}x + \frac{G_{поч}y_{поч} - L_Kx_K}{G} \quad (1.5)$$

Рівняння прямої (1.5), що виражає зв'язок між робочими (поточними) концентраціями, називається робочою лінією процесу. При спільній побудові лінії рівноваги y_p та робочої лінії масообмінного процесу в координатах y - x (рис. 1.88) можна встановити напрямок масопередачі.

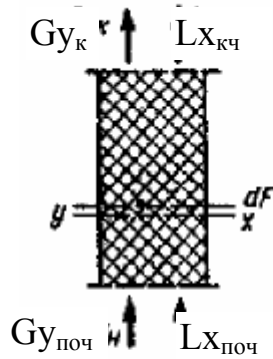


Рис.1.87– Схема безперервного прямогочного масообмінного процесу

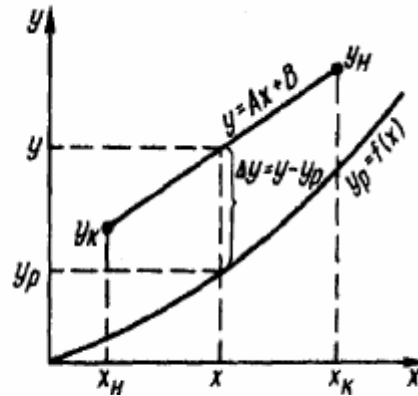


Рис. 1.88–. Робоча та рівноважна лінії на y - x діаграмі

Основні закони масопередачі. Швидкість масопередачі пов'язана з механізмом перенесення речовини, що розподіляється, у фазах, між якими відбувається масообмін. Перенесення речовини всередині фази може відбуватися тільки шляхом молекулярної дифузії або шляхом конвекції і молекулярної дифузії одночасно.

Закон молекулярної дифузії (перший закон Фіка), заснований на тому, що дифузія в газах і розчинах рідин відбувається в результаті безладного теплового руху молекул, атомів, іонів, колоїдних частинок, що призводить до перенесення речовини з зони високих концентрацій в зону низьких концентрацій, говорить: "Маса речовини dM , що продифундувала за час $d\tau$ через елементарну поверхню dS (нормальну до напрямку дифузії), пропорційна градієнту концентрації dc/dn цієї речовини":

$$\frac{dM}{dSd\tau} = -D \frac{dc}{dn} \quad (1.6)$$

або у спрощеному вигляді:

$$\frac{M}{S\tau} = -D \frac{\Delta c}{\Delta n}, \text{ тобто } q_m = -D \frac{\Delta c}{\Delta n} \quad (1.7)$$

Де $q_m = \frac{M}{S\tau}$ – питомий потік речовини.

Коефіцієнт пропорційності D у вираженні закону Фіка називається коефіцієнтом молекулярної дифузії.

Коефіцієнт дифузії D показує, яка маса речовини дифундує в одиницю часу через одиницю площі поверхні при градієнті концентрації, що дорівнює одиниці. Значення коефіцієнта дифузії зазвичай беруть із довідників або розраховують за формулами. Коефіцієнт дифузії газу в середовищі іншого газу має значення $(0,1-1,0) \cdot 10^{-4}$, а при дифузії газу в рідині вони в 10^4-10^5 разів менші. Таким чином, молекулярна дифузія є дуже тривалим процесом, особливо у рідинах та твердих тілах.

Власне, молекулярна дифузія спостерігається рідко. Вона зазвичай супроводжується конвективним перенесенням речовини в середовищі, що рухається, в напрямку, що збігається з напрямком загального потоку. Сумарне перенесення речовини внаслідок конвективного перенесення та молекулярної дифузії, за аналогією з теплообміном, називають конвективним масообміном або конвективною дифузією. Під час конвективної дифузії перенесення речовини здійснюється зі швидкістю, що у багато разів перевищує швидкість молекулярної дифузії.

Закон конвективної дифузії (закон Щукарьова А.Н.) дозволяє визначити кількість речовини, що переноситься в одній фазі до кордону або від кордону (при масовіддачі) поділу фаз. Швидкість масовіддачі визначається:

для фази G:

$$M = \beta_y(y - y_{gr})S \quad (1.8)$$

Для фази L:

$$M = \beta_x(x_{gr} - x)S \quad (1.9)$$

Різні концентрації, що входять до цих рівнянь, $y - y_{gr}$ і $x_{gr} - x$ (рис. 1) є рушійною силою процесу масовіддачі відповідно у фазах G і L, причому y і x - середні концентрації в основній масі (ядрі потоку) кожної з фаз; y_{gr} та x_{gr} - концентрації біля межі відповідної фази.

Коефіцієнти пропорційності β в рівняннях (1.8) та (1.9) називаються коефіцієнтами масовіддачі. Коефіцієнти масовіддачі β_x (у фазі L) і β_y (у фазі G) показують яка маса речовини переходить від поверхні поділу фаз у ядро фази (або у зворотному напрямку) через одиницю площі поверхні в одиницю часу при рушійній силі масовіддачі, що дорівнює одиниці.

Термодифузія. У багатьох процесах масообміну (наприклад, сушіння) виникає відмінність у напрямі поширення температури та концентрації дифундуючої речовини. Температурний градієнт спрямований від периферії продукту до центру, а градієнт концентрації – від центру до периферії. У цьому випадку важка речовина дифундує в напрямку градієнта температур, а легка речовина - в напрямку концентрації градієнта.

Подібне явище отримало назву термодифузії. Рух вологи у бік градієнта температур називається термовологопровідністю. Переміщення вологи у напрямку градієнта концентрації є вологопровідністю, що за своїм фізичним змістом рівнозначне дифузії речовини.

Критеріальні рівняння конвективної дифузії. При аналізі процесів дифузії та масопередачі широко використовуються різні критерії та критеріальні рівняння. Ці критерії носять переважно ті ж найменування, як і критерії теплопередачі, але до них додається слово "дифузійний".

За допомогою цих рівнянь зазвичай знаходять поверхню контакту фаз (S) і розраховують по ній основні розміри апарату. При цьому величина M або задається у вихідних даних, або визначається за матеріальним балансом, а коефіцієнти масопередачі K_y і K_x та середня рушійна сила ($\Delta u_{сер}$ та $\Delta x_{сер}$) розраховуються за спеціальними методиками.

СОРБЦІЙНІ ПРОЦЕСИ

Поглинання будь-яким тілом газів, пар або розчинених речовин з навколишнього середовища називається сорбційним процесом.

Абсорбція.

Абсорбцією називається процес поглинання газів або пар з газових або парогазових сумішей рідкими поглиначами (абсорбентами).

При фізичній абсорбції газ, що поглинається (абсорбтив), не взаємодіє хімічно з абсорбентом. Якщо ж абсорбтив утворює з абсорбентом хімічну сполуку, процес називається хемосорбцією.

Фізична абсорбція здебільшого оборотна. На цій властивості абсорбційних процесів ґрунтується виділення поглиненого газу із розчину – десорбція. Поєднання абсорбції з десорбцією дозволяє багаторазово використовувати поглинач та виділяти поглинений компонент у чистому вигляді.

У промисловості процеси абсорбції застосовуються головним чином вилучення цінних компонентів з газових сумішей чи очищення цих сумішей від шкідливих домішок. Для проведення процесів абсорбції застосовують абсорбенти, що мають вибіркову, селективну здатність.

Абсорбційні процеси зазвичай супроводжуються тепловими процесами. При цьому здебільшого спостерігається виділення теплоти.

Фізична сутність процесу полягає у розчиненні газів у рідині. Залежність між розчинністю газу та парціальним тиском виражається

законом Генрі, відповідно до якого розчинність газу при даній температурі прямо пропорційна парціальному тиску газу над рідиною:

$$X = p \cdot \psi$$

де X - кількість розчиненого газу, віднесена до поглинаючої рідини, моль/м³; ψ – коефіцієнт пропорційності, що залежить від властивостей абсорбенту та температури; p – парціальний тиск абсорбтиву, Па.

Відповідно до закону Дальтона в газовій суміші парціальний тиск будь-якого компонента можна виразити рівнянням:

$$p = y \cdot p_{\text{заг}}$$

де y - частка компонента, що розглядається (абсорбтиву) в газовій суміші; $p_{\text{заг}}$ - загальний тиск газової суміші, Па.

З виразів (5.1) та (5.2) випливає:

$$y = \frac{x}{\psi p_{\text{заг}}}$$

Позначивши відношення $\frac{1}{\psi p_{\text{заг}}}$ через H , отримаємо **рівняння фазової рівноваги**:

$$y = Hx$$

де H - константа фазової рівноваги.

Останнє рівняння показує, що залежність між концентрацією даного компонента в газовій суміші і рівноважної з нею рідини виражається прямою лінією, що проходить через початок координат і має кут нахилу, тангенс якого дорівнює m . Чисельні значення m залежать від температури та тиску: зменшуються зі збільшенням тиску та зниженням температури. Таким чином, розчинність газу в рідині збільшується з підвищенням тиску та зниженням температури.

Матеріальний баланс та витрата абсорбенту. Прийmemo витрати фаз по висоті апарату постійними та виразимо вміст поглиненого газу у відносних мольних концентраціях.

Позначимо: G – витрати інертного газу, кмоль/сек; $y_{\text{поч}}$ і $y_{\text{к}}$ - початкова і кінцева концентрація абсорбтиву в газовій суміші, кмоль/кмоль інертного газу; L – витрати абсорбенту, кмоль/сек; $x_{\text{поч}}$ і $x_{\text{к}}$ - початкова і кінцева концентрації поглинається газу в абсорбенті, кмоль/кмоль абсорбенту.

Тоді рівняння матеріального балансу буде:

$$G(y_{\text{поч}} - y_{\text{к}}) = L(x_{\text{к}} - x_{\text{поч}}) = M$$

де M - кількість компонента, що перейшло з однієї фази до іншої, кмоль/сек.

Звідси загальна витрата абсорбенту (моль/сек):

$$L = \frac{G(y_{\text{поч}} - y_{\text{к}})}{x_{\text{к}} - x_{\text{поч}}}$$

Конструкції абсорбційних апаратів. Абсорбція протікає поверхні розділу фаз. Тому абсорбери повинні мати розвинену поверхню контакту фаз між рідиною та газом. За способом утворення цієї поверхні абсорбери можна розділити на чотири групи:

1. Поверхневі і плівкові (газ пропускається над поверхнею рідини, що рухається. Поверхнею контакту в плівкових абсорберах є поверхня стікаючої плівки рідини);

2. Насадкові, в яких поверхнею контакту фаз є поверхня рідини, що розтікається по спеціальній насадці;

3. Барботажні абсорбери, в яких поверхня контакту фаз створюється потоками газу (пара) та рідини;

4. Розпилювальні абсорбери, у яких поверхня контакту фаз створюється внаслідок розбризкування рідини.

Поверхневі абсорбери. Ці абсорбери використовують для поглинання добре розчинних газів (наприклад, поглинання хлористого водню водою). У зазначених апаратах газ проходить над поверхнею нерухомої або повільно рухомої рідини (рис. 1.89). Так як поверхня зіткнення в таких абсорберах мала, то встановлюють кілька послідовно з'єднаних апаратів, в яких газ та рідина рухаються протітечією один до одного. Щоб рідина переміщалася по абсорберам самопливом, кожен наступний по ходу рідини апарат розташовують трохи нижче попереднього. Для відведення тепла, що виділяється при абсорбції, в апаратах встановлюють змійовики, що охолоджуються водою або іншим охолоджуючим агентом, або абсорбери поміщають в судини з проточною водою.

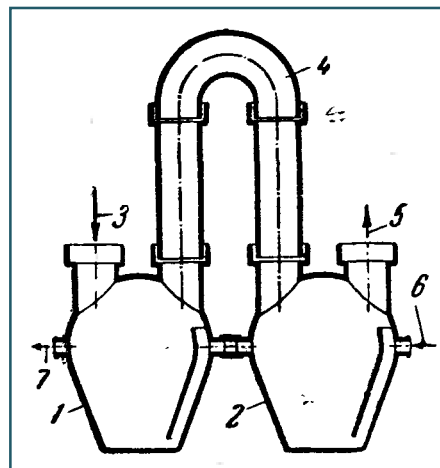


Рис. 1.89– Керамічний абсорбер (турила): 1,2 – абсорбери (турили), 3 – вхід газу, 4 – газопровід, 5 – вихід газу, 6 – вхід рідини, 7 – вихід розчину

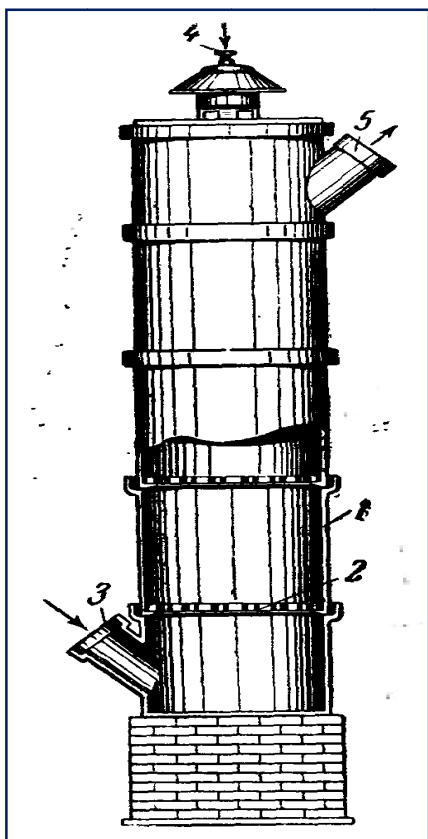


Рис. 1.90– Керамічний абсорбер-колона: 1–царга корпусу, 2 – решітка для насадки, 3 – штуцер входу газу, 4 – штуцер входу рідини, 5 – штуцер виходу газу, який

Насадкові абсорбери

Широке поширення в промисловості як абсорберів отримали колони, заповнені насадкою — твердими тілами різної форми. У насадковій колоні (рис. 1.90) насадка укладається на опорні решітки 2, що мають отвори або щілини для проходження газу та стоку рідини. Остання за допомогою розподільника рівномірно зрошує насадні тіла та стікає вниз. По всій висоті шару насадки рівномірне розподілення рідини по перерізу колони зазвичай не досягається, що пояснюється пристіночним ефектом — більшою щільністю укладання насадки в центральній частині колони, ніж у її стінок. Внаслідок цього рідина має тенденцію розтікатися від центральної частини колони до стінок. Тому для покращення змочування насадки в колонах великого діаметра насадку іноді укладають шарами (секціями) заввишки 2-3 м і під кожною секцією, крім нижньої, встановлюють перерозподільники

рідини. У насадочній колоні рідина тече по елементу насадки головним чином у вигляді тонкої плівки. Рідина подається через верхній штуцер 4, а газ що поглинається — через нижній штуцер 3. Корпус колони закріплений за допомогою царги 1.

Плівкові абсорбери.

Ці апарати більш ефективні та компактні, ніж поверхневі абсорбери. У плівкових абсорберах поверхнею контакту фаз є поверхня поточної плівки рідини. Розрізняють такі різновиди апаратів цього типу: 1) трубчасті абсорбери; 2) абсорбери з плоско-паралельною або листовою насадкою; 3) абсорбери зі висхідним рухом плівки рідини.

Конструкція трубчастого (плівкового) абсорберу подібна до конструкції

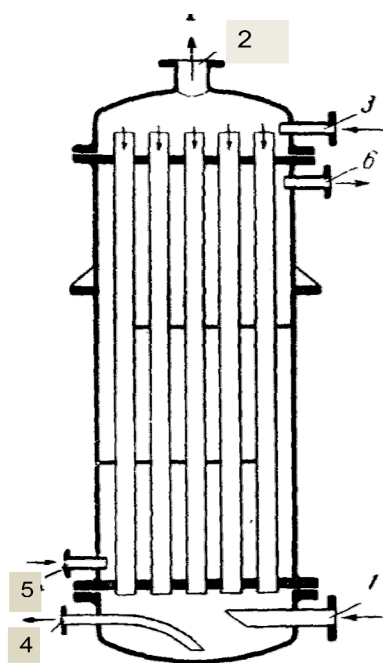
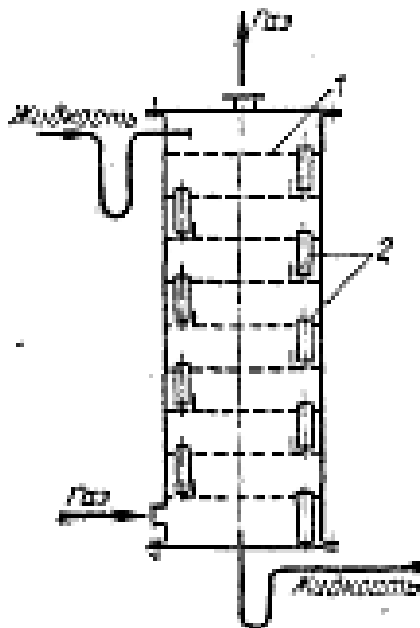


Рис. 1.91 – Вертикальний плівковий абсорбер з водяним охолодженням: 1 –штуцер входу газу, 2 –штуцер виходу газу, 3 –штуцер входу поглинача, 4 –штуцер виходу розчину, 5–штуцер входу охолоджуючої води, 6 –штуцер виходу охолоджувальної води.

вертикального кожухотрубчастого теплообмінника.

Абсорбент (поглинач) надходить на верхню трубну решітку через штуцер 3, розподіляється по внутрішній поверхні труб і стікає у вигляді тонкої плівки. Газ рухається по трубах знизу вгору назустріч рідкій плівці, що стікає, контактує з поверхнею плівки та абсорбується. Для відведення тепла абсорбції в міжтрубний простір пропускають воду або інший холодний агент.

Барботажні (тарілчасті) абсорбери. Тарілчасті абсорбери є, як



правило, вертикальними колонами, всередині яких на певній відстані один від одного розміщені горизонтальні перегородки – тарілки (рис.1.92). За допомогою тарілок здійснюється спрямований рух фаз і багаторазова взаємодія рідини та газу.

Нині у промисловості застосовуються різноманітні конструкції тарілчастих апаратів. За способом зливу рідини з тарілок барботажні абсорбери можна поділити на колони: 1) з тарілками зі зливальними пристроями та 2) з тарілками без зливних пристроїв.

Тарілчасті колони зі зливальними пристроями. У цих колонах перелив рідини з тарілки на тарілку здійснюється за допомогою спеціальних пристроїв - зливальних трубок, кишень і т. п. Нижні кінці трубок

Рис.1.92 – Тарілчастий абсорбер: 1 – тарілка, 2 – переливна труба

занурені в склянку на тарелках нижче і утворюють гідравлічні затвори, що виключають можливість проходження газу через зливний пристрій.

Рідина надходить на верхню тарілку 1 зливається з тарілки на тарілку через переливні пристрої 2 і видаляється з нижньої частини колонни. Газ надходить у нижню частину апарату, проходить послідовно крізь отвори чи ковпачки кожної тарілки. При цьому газ розподіляється у вигляді пухирців та струменів у шарі рідини на тарілці, утворюючи на ній шар піни, що є основною областю масообміну та теплообміну на тарілці. Відпрацьований газ видаляється зверху колонни.

Переливні трубки розташовують на тарілках таким чином, щоб рідина на сусідніх тарілках протікала у взаємно протилежних напрямки. Останнім часом все ширше застосовують зливні пристрої як сегментів, вирізаних у тарілці і обмежених порогом — переливом.

До тарілок зі зливальними пристроями відносяться: ситчасті, ковпачкові, клапанні та баластові, пластинчасті та ін.

Адсорбція. Під адсорбцією розуміють процес поглинання одного або кількох компонентів із газової суміші або розчину твердою речовиною – адсорбентом. Речовина, що поглинається, називається адсорбатом або адсорбтивом.

Процеси адсорбції вибіркові і зазвичай оборотні. Завдяки їх оборотності стає можливим виділення поглинених речовин з адсорбенту або проведення десорбції.

Механізм процесу адсорбції відрізняється від механізму процесу абсорбції внаслідок того, що вилучення речовин здійснюється твердим поглиначем.

Процеси адсорбції широко застосовуються в промисловості при очищенні та осушенні газів, очищенні та освітленні розчинів, розділенні сумішей газів або пар; зокрема при вилученні летких розчинників з їхньої суміші з повітрям або іншими газами.

Значення адсорбційних процесів сильно зросло останнім часом внаслідок розширення потреби у речовинах високої чистоти.

Адсорбенти, що застосовуються у промислових умовах, повинні відповідати таким основним вимогам:

- мати вибірковість (селективність) - здатність поглинати тільки той компонент (ті компоненти), які необхідно виділити або видалити з суміші;
- мати максимальну адсорбційну ємність (активність); - кількість адсорбтиву, поглиненого одиницею маси або обсягу адсорбенту;
- мати здатність гранично десорбуватися, необхідної для регенерації адсорбенту;
- мати достатню міцність гранул адсорбенту, тому що їх руйнування погіршує гідродинаміку процесу:
- володіти хімічною інертністю по відношенню до поглинається речовин;
- Мати низьку вартість.

Характеристики адсорбентів та їх види. Як адсорбенти застосовуються пористі тверді речовини з великою питомою поверхнею, що зазвичай відноситься до одиниці маси речовини. Адсорбенти мають різні по діаметру капілярні канали - пори, які умовно можуть бути розділені на макропори (більше $2 \cdot 10^{-4}$ мм), перехідні пори ($6 \cdot 10^{-6}$ - $2 \cdot 10^{-4}$ мм), мікропори ($2 \cdot 10^{-6}$ - $6 \cdot 10^{-6}$ мм). Характер процесу адсорбції визначається розміром пір.

Питома поверхня макропора відносно дуже мала, тому на їх стінках адсорбується мізерна кількість речовини. Макропори грають роль лише транспортних каналів для молекул, що адсорбуються.

На поверхні перехідних пір, розміри яких зазвичай значно перевищують розміри молекул, що адсорбуються, в процесі адсорбції утворюються шари поглиненої речовини. Можливе утворення шарів завтовшки в одну молекулу (мономолекулярна адсорбція) і кілька молекул (полімолекулярна адсорбція).

Розміри мікропор наближаються до розмірів молекул, що адсорбуються, і адсорбція в мікропорах призводить до заповнення їх обсягу. Внаслідок цього припущення про утворення шарів поглиненого речовини лежить на поверхні мікропор немає фізичного сенсу. Зазвичай мікропори перетинаються макро- і перехідними порами, що скорочує шлях, що проходить молекулами, що адсорбуються, і призводить до прискорення адсорбції.

У великих порах діаметром більше $2 \cdot 10^{-4}$ мм і малих порах, порівнянних з діаметром молекул речовини, що поглинається, явище капілярної конденсації відсутнє.

Адсорбенти характеризуються своєю поглинальною, або адсорбційною, здатністю, що визначається концентрацією адсорбтиву в одиниці маси або обсягу адсорбенту. Поглинальна здатність адсорбенту по відношенню до даної речовини залежить від температури і тиску, при яких виробляється адсорбція, і від концентрації речовини, що поглинається. Максимально можлива за цих умов поглинальна здатність адсорбенту умовно називається його рівноважною активністю.

У промисловості як поглиначі застосовують головним чином активні вугілля та мінеральні адсорбенти (силікагель, цеоліти та ін), а також синтетичні іонообмінні смоли (іоніти).

Активне вугілля. Високопористе активне вугілля отримують шляхом сухої перегонки різних вуглецевмісних речовин (дерева, кісток та ін) і активування отриманого вугілля для підвищення їх пористості.

Активування здійснюють прожарюванням вугілля при температурах \wedge 900 °С, а також іншими способами, наприклад видаленням з пор вугілля смол і деяких інших продуктів сухої перегонки шляхом їх екстрагування органічними розчинниками, окисненням киснем повітря та ін. активуючі добавки (розчини хлористого цинку, кислот, лугів та ін.). Питома поверхня активного вугілля коливається від 600 до 1700 м²/г.

Силікагелі. Ці адсорбенти є продуктами зневоднення гелю кремінної кислоти, одержувані шляхом обробки розчину силікату натрію (розчинного скла) мінеральними кислотами або кислими розчинами їх солей. Питома поверхня силікагелів змінюється від 400 до 770 м²/г. Розмір гранул коливається від 0,2 до 0,7 мм, насипна щільність становить 400–800 г/л.

Силікагелі застосовуються головним чином для осушення газів. Поглинальна здатність силікагелів до пар органічних речовин сильно знижується в присутності вологи. Перевагою силікагелів є їхня негорючість і більша механічна міцність, ніж у активного вугілля.

Цеоліти. Ці адсорбенти є природні або синтетичні мінерали, які є водними алюмосилікатами катіонів елементів першої та другої груп періодичної системи Д.І. Менделєєва. Як промислові адсорбенти застосовуються головним чином штучні (синтетичні) цеоліти. Відносно недавно були отримані цеоліти, що володіють досить однорідною структурою пір, розміри яких можна порівняти з розмірами молекул, що

адсорбуються. Ці цеоліти виявляють молекулярно-ситову дію, що полягає в їх здатності не поглинати молекули, діаметр яких більший за діаметр пор. Молекулярно-ситові властивості мають також деякі природні цеоліти, наприклад натроліт.

Молекулярно-ситову дію цеолітів часто використовують у промисловій практиці для поділу деяких речовин, наприклад нормальних та ізопарафінових вуглеводнів.

Цеоліти відрізняються високою поглинальною здатністю по відношенню до води і є високоефективними адсорбентами для осушування та очищення газів та рідин, зокрема для глибокого осушення газів, що містять невеликі кількості вологи. Розмір гранул цеолітів становить від 2 до 5 мм.

Іоніти. Ці адсорбенти є як природні, так і синтетичні неорганічні та органічні речовини. До природних іонітів відносяться цеоліти, глинисті мінерали, вугілля та ін.

Синтетичними іонітами є плавлені цеоліти і молекулярні сита (цеоліти з правильною кристалічною структурою), іонообмінні смоли, активовані мінерали та органічні речовини та ін. Іоніти практично нерозчинні у воді, а також у звичайних розчинниках і володіють рухомими іонами (з зарядом того ж знака) з розчину електроліту, з яким поглинач контактує.

Іоніти, що містять кислі активні групи та обмінюються з розчином електроліту рухомими аніонами, називаються **аніонітами**, а іоніти, що містять основні активні групи та обмінюються рухомими катіонами, - **катіонітами**. Існують також амфотерні іоніти, здатні до катіонного та аніонного обміну одночасно.

На рис. 1.93 наведена схема установки для уловлювання пари органічних речовин з їх суміші з повітрям. Перед надходженням в адсорбер паро-повітряна суміш проходить через фільтр 1 де очищається від пилу. Це запобігає засміченню трубопроводів та швидке зниження активності поглинача.

Суміші пар органічних речовин з повітрям часто вибухонебезпечні (при певних співвідношеннях пар і повітря). Тому після фільтру суміш проходить вогнеперегороджувач 2 – ємність, заповнену матеріалом з високою теплоємністю (звичайно гравієм). У разі загоряння суміші в цьому апараті потік охолоджується до температури значно меншої температури її запалення, і цим запобігає поширенню полум'я всередині установки. Далі суміш проходить через запобіжний пристрій 3, основною частиною якого зазвичай є мембрана, що розривається при збільшенні тиску в трубопроводі понад допустимого.

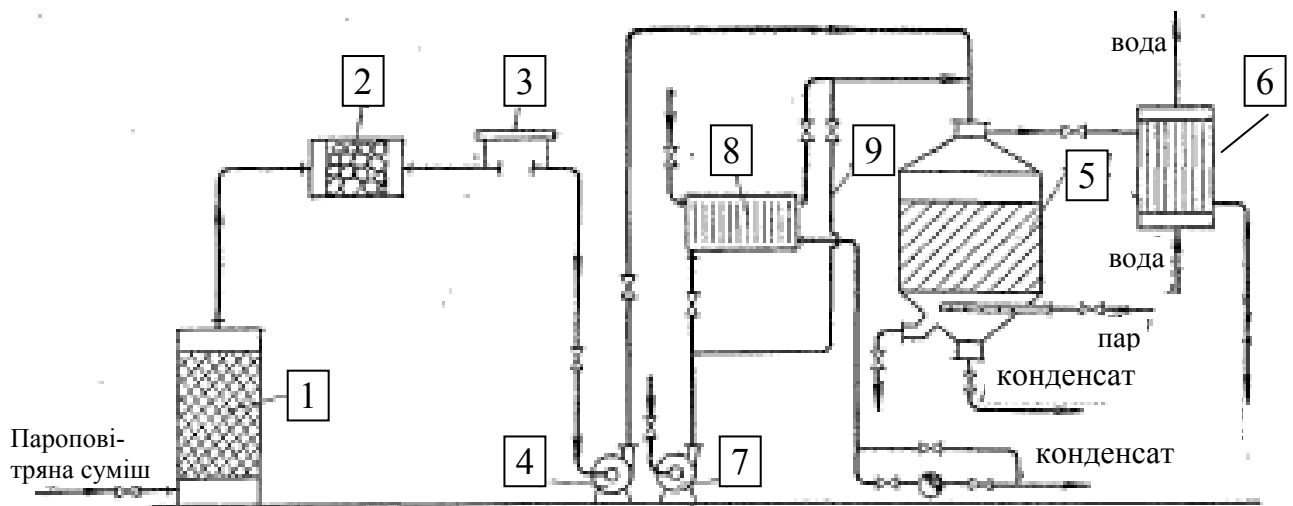


Рис. 1.93 – Схема промислової вуглеадсорбційної установки для уловлювання (рекуперації) пари органічних речовин з їх суміші з повітрям: 1-фільтр; 2-гравійний вогнезапобіжник; 3– запобіжний пристрій з розривними мембранами; 4, 7 - вентилятори; 5 - адсорбер; 6 - конденсатор; 8 - калорифер; 9 - обвідна лінія.

Виходить з запобіжного пристрою паро-повітряна суміш при адсорбції (перша стадія) вентилятором або газодувкою 4 подається в адсорбер 5. При десорбції (друга стадія) пара, що виходить з адсорбера, конденсується в конденсаторі 6. Одержуваний конденсат (названий рекуператом) розділяється ректи сепаратор, якщо компонент що десорбується, не змішується з водою.

При сушінні адсорбенту (третя стадія) в адсорбер вентилятором 7 подається повітря, попередньо нагрітий в калорифері 8. При охолодженні адсорбенту (четверта стадія) повітря, що подається в адсорбер вентилятором 7, проходить по обвідній лінії 9, минаючи калорифер.

Незважаючи на те, що адсорбер в описаній установці працює періодично, вся установка в цілому може працювати безперервно при наявності декількох (мінімально-двох) адсорберів, що включаються по черзі і працюють зі зсувом стадій (наприклад, при адсорбції в одному апараті в іншому може відбуватися десорбція).

ПЕРЕГОНКА РІДИН

Одним з найбільш поширених методів поділу рідких однорідних сумішей, що складаються з двох або більшої кількості летких компонентів, є перегонка (дистиляція та ректифікація).

У широкому сенсі **перегонка являє собою процес**, що включає часткове випаровування суміші, що розділяється, і наступну конденсацію пари що утворюється, що здійснюються одноразово або багаторазово. В результаті конденсації одержують рідину, склад якої відрізняється від складу вихідної суміші.

Якщо вихідна суміш складалася з летючого або нелетючого компонентів, то її можна було б розділити на компоненти шляхом випарювання. За допомогою перегонки поділяють суміші, всі компоненти яких леткі, тобто, володіють певним, хоч і різним тиском пари.

Поділ перегонкою заснований на різній летючості компонентів суміші за однієї і тієї ж температури. Тому при перегонці всі компоненти суміші переходять у пароподібний стан у кількостях, пропорційних їхній летючості. У найпростішому випадку вихідна суміш є бінарною, тобто складається лише з двох компонентів. Пар, що отримується при її перегонці, містить відносно більшу кількість **легколетючого, або низькокиплячого, компонента (НК)**, ніж вихідна суміш. Отже, в процесі перегонки рідка фаза збіднюється, а парова фаза збагачується НК. Рідина що не випаровується, природно, має склад, багатший на **важколетучий, або висококиплячий, компонент (ВК)**.

Ця рідина називається залишком, а рідина, отримана в результаті конденсації парів - дистилятом, або ректифікатом.

Ступінь збагачення парової фази НК за інших рівних умов залежить від виду перегонки. Існують два принципово відмінні види перегонки:

- 1) проста перегонка (дистиляція) і
- 2) ректифікація.

Проста перегонка являє собою процес одноразового часткового випаровування рідкої суміші і конденсації пари, що утворюються. Проста перегонка застосовна лише для поділу сумішей, леткість компонентів якої значно відрізняється, тобто, відношення летючості (відносна летючість) компонентів є значним. Зазвичай її використовують лише для попереднього грубого поділу рідких сумішей, і навіть для очищення складних сумішей від небажаних домішок, смол тощо. Відомі кілька різновидів простої перегонки, які будуть розглянуті нижче.

Значно повніше поділ рідких сумішей на компоненти досягається шляхом ректифікації.

Ректифікація – процес поділу гомогенних сумішей летких рідин шляхом двостороннього масо- та теплообміну між нерівноважними рідкою та паровою фазами, що мають різну температуру та рухаються відносно один одного. Поділ здійснюється, зазвичай, у колонних апаратах при багаторазовому чи безперервному контакті фаз. При кожному контакті з

рідини випаровується переважно НК, яким збагачуються пари, та якщо з парової фази конденсується переважно ВК, що переходить у рідину. Обмін компонентами між фазами дозволяє отримати, зрештою пар, що є майже чистий НК. Ці пари, що виходять з верхньої частини колони, після їх конденсації в окремому апараті дають дистиллят, або ректифікат (верхній продукт) і флегму - рідину, що повертається для зрошення колони і взаємодії з парами, що піднімаються по колоні. Знизу колони видаляється рідину, що є майже чистим ВК, - залишок (нижній продукт). Частина залишку випаровують у нижній частині колони для отримання висхідного потоку пари.

Ректифікація відома з початку XIX століття як один із найважливіших технологічних процесів головним чином спиртової та нафтової промисловості. В даний час ректифікацію все ширше застосовують у різних областях хімічної технології, де виділення компонентів у чистому вигляді має дуже важливе значення (у виробництвах органічного синтезу, ізотопів, полімерів, напівпровідників і різних інших речовин високої чистоти).

Процеси перегонки здійснюються періодично чи безперервно. Нижче розглянуто характеристики двофазних (бінарних) систем рідина-пар, необхідні для аналізу та розрахунку процесів перегонки.

Класифікація бінарних сумішей. В основу теорії перегонки покладено закономірності перегонки бінарних сумішей. Основні закони, що управляють перегонкою бінарних сумішей, встановлені Д.П.Коноваловим та М.С.Вревським. В основу класифікації бінарних сумішей покладено функціональну залежність загального тиску парів бінарної системи від складу рідкої фази. Якщо на горизонтальній осі (рис.1.94) відкласти вміст НК, а на вертикальній – загальний тиск парів суміші, то залежно від характеру суміші лінії тиску можуть мати той чи інший вигляд.

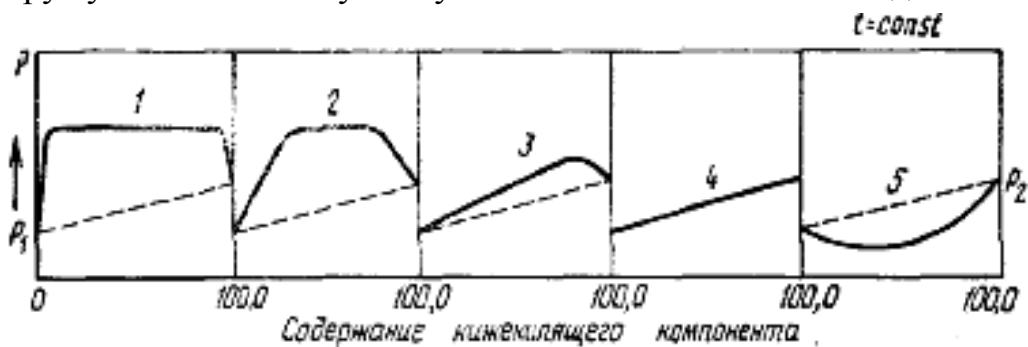


Рис. 1.94 – **Класифікація бінарних сумішей.** (P_1 та P_2 – тиск пари чистих компонентів)

Лінія 1 відповідає випадку повної нерозчинності компонента. У цьому випадку загальна пружність парів дорівнює сумі тисків парів чистих компонентів до тих пір, поки в рідкому середовищі є обидва компоненти, наприклад, суміш бензолу та води. Лінія 2 відповідає суміші компонентів, частково розчинних один в іншому, наприклад, суміш ізобутанолу та води.

Лінія 3 відповідає суміші компонентів, повністю розчинних один одному. Загальна гнучкість пари цих сумішей має максимум, що відповідає певному складу рідкої фази при даній температурі. До таких сумішей відносяться суміші етилового спирту та води. Лінія 4 відповідає граничному випадку, коли компоненти повністю розчиняються один в іншому, не утворюючи максимуму або мінімуму. Наприклад, суміш метилового спирту та води, аміаку та води.

Лінія 5 відповідає нагоди повної розчинності компонентів з утворенням особливої точки, що відповідає мінімуму тиску, наприклад, суміш води та мурашиної кислоти. Суміші, відповідні лінії 4, є найпростішими або ідеальними, які підпорядковуються **закону Рауля**: *парціальний тиск пари компонента P_a дорівнює тиску насиченої пари цього компонента при даній температурі p_a , помноженому на його мольну частку в рідині x_a* , тобто:

$$P_a = p_a x_a$$

Розчини, лінії тиску пари яких відхиляються від прямої, утворюються з чистих компонентів із помітним тепловим ефектом. Якщо сила тяжіння молекул неоднакових компонентів менша, ніж однакових, то тиск пари суміші відхилитиметься вгору від лінії ідеальних розчинів (лінія 3).

Якщо сила тяжіння молекул неоднакових компонентів більша за сили тяжіння молекул однакових компонентів, крива піде нижче прямої ідеальних розчинів (лінія 5).

Якщо сила тяжіння молекул мала, то рідка фаза розшаровується на два шари. Кожен посилає молекули в парову фазу так, ніби він знаходиться в розчині один. У цьому випадку загальний тиск пари дорівнює сумі тиску чистих компонентів при даній температурі (лінії 1 і 2).

Основні закони перегонки. Для двох взаємно розчинних рідин правило фаз Гіббса може бути записано так:

$$C = K - \Phi + 2 = 2 - 2 + 2 = 2$$

де: C – число ступенів свободи; K – кількість компонентів; Φ – число фаз.

Отже, із трьох незалежних параметрів, що повністю визначають стан системи – температури t , тиску P та концентрації C – можна довільно вибрати будь-які два; при цьому визначиться значення третього параметра, яке може бути довільним. Питання склад фаз, що у рівновазі, є найважливішим у вивченні процесів перегонки. Основні закономірності цих процесів встановлені

Д.П. Коноваловим, який, досліджуючи розчини спиртів та органічних кислот у воді, встановив два основні закони.

Перший закон Д.П. Коновалова сформульований так: «*Пар, що у рівновазі з розчином, завжди містить в надлишку той компонент, додавання*

якого до рідини підвищує загальний тиск парів над нею чи знижує температуру кипіння».

Інакше кажучи, пара збагачується тим компонентом, додавання якого до рідини підвищує загальний тиск пари над нею або знижує її температуру кипіння. Цей закон визначає якісний склад парової фази.

Розглянемо для прикладу систему $C_2H_5OH - H_2O$. Додавання до рідкої фази спирту викликає у цій системі зниження температури кипіння. Отже, при кипінні парова фаза збагачуватиметься парами спирту. У разі ідеальних розчинів це положення буде справедливим для будь-якого складу рідкої фази.

Для розчинів, крива тиску яких має максимум або мінімум, існує деякий склад рідкої суміші, при якому пари, що виділяються, мають той же склад, що і рідка фаза. Така суміш називається нероздільно киплячою або азеотропною.

Положення цієї суміші на графіку $P - x$ встановлюється **другим законом**

Д.П.Коновалова: «В екстремумах тисків пари (або точок кипіння) сумішею складу рідкої та парової фаз збігаються». До групи нероздільно киплячих сумішей відноситься суміш етилового спирту та води.

Криві рівноваги

Для вивчення процесу перегонки тієї чи іншої бінарної суміші необхідно знати склад парової фази, залежно від складу рідкої фази. Для всіх розчинів, крім ідеальних, це співвідношення складів визначають дослідним шляхом. Експериментальні визначення дають підстави для складання таблиць рівноважних складів, що наводяться у довідниках. Використовуючи дані, можна побудувати графік залежності складу парової фази від складу рідкої фази (рис.2).

Крива рівноваги, зображена на рис.2, будується в координатах $y-x$ (мол.%) або в координатах $w-a$ (мас.%). Відповідно до першого закону Д.П.Коновалова крива для системи етанол – вода проходить вище за діагональ. Отже, пара буде збагачена спиртом порівняно з рідкою фазою. Однак крива перетинає діагональ в одній точці відповідно до другого закону Д.П.Коновалова. Ця точка показує склад нероздільно киплячої суміші і є азеотропною точкою. При нормальному тиску нероздільно кипляча суміш етиловий спирт вода містить 95,57% мас. спирту при температурі кипіння 78,15 °С, при цьому тиску температура кипіння етилового спирту дорівнює 78,3 °С, а води - 100 °С. Графік, зображений на рис.1.95, побудований для ізобаричних умов. При зміні тиску системі змінюється і положення кривої рівноваги. Закони, управляючі зміною рівноваги за зміни тиску у системі, встановлені М.С. Вревським: 1. При підвищенні температури кипіння (тиску) розчину двох рідин у парах зростає відносний вміст компонента, випаровування якого вимагає більшої витрати енергії.

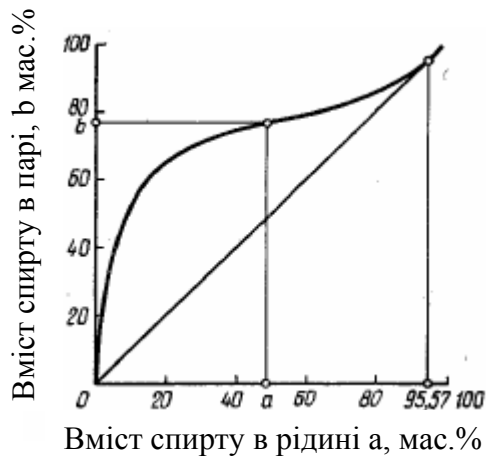


Рис. 1.95 – Крива рівноваги системи етанол–вода

2. При підвищенні температури азеотропної суміші, що має максимум тиску пари, в суміші збільшується вміст того компонента, парціальна мольна теплота випаровування якого більша, а для суміші з мінімумом тиску пари - вміст компонента - парціальна мольна теплота випаровування якого менше. Ці закони вказують напрямок, в якому зсувається рівновага при зміні тиску в системі.

Поняття дефлегмації. Проста перегонка

При утворенні пари з рідкої бінарної суміші пари збагачуються низькокиплячим компонентом. Розглянемо зворотний процес – конденсацію пари, що містить два компоненти. Як це видно з діаграми рівноваги (рис. 2), пара, що містить b (%) низькокиплячого компонента, знаходиться в рівновазі з рідиною, що містить a (%) низькокиплячого компонента (НК). Тому при частковій конденсації цієї пари парова фаза, що залишилася, збагачується низькокиплячим компонентом. Така часткова конденсація, що супроводжується зміною складу фаз, називається дефлегмацією. Отже, **дефлегмацією** називається конденсація парової суміші, що супроводжується збагаченням парової фази, що залишилася, низькокиплячим компонентом. Рідка фаза, що при цьому утворюється, називається флегмою. Перегонку проводять шляхом поступового випаровування рідини, що у перегінному кубі. Пари, що утворюються, відводяться і конденсуються. Якщо проста перегонка проводиться періодично, то в ході відгону НК вміст його в кубовій рідині зменшується. Разом з тим, змінюється в часі склад дистилляту, який збіднюється НК у міру протікання процесу. У зв'язку з цим відбирають кілька фракцій дистилляту, що мають різний склад. Проста перегонка, що проводиться з отриманням кінцевого продукту різного складу, називається фракційною або дробовою перегонкою.

У установці періодичної дії для фракційної перегонки (рис.1.96) вихідну суміш завантажують у перегінний куб 1, з змішувиком для нагрівання

суміші до кипіння. Пари відводяться в конденсатор-холодильник 2. Фракції дистилату надходять в окремі збірники 3.

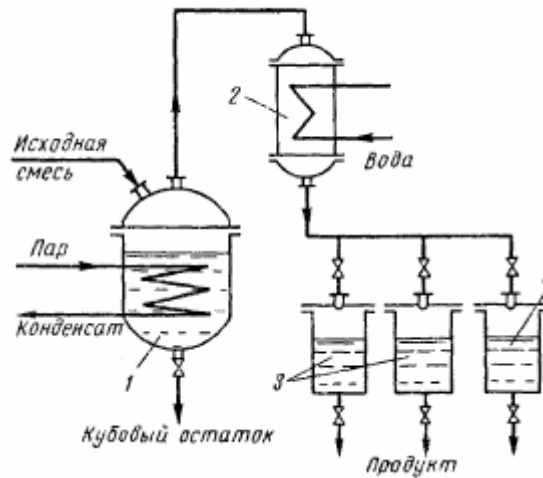


Рис. 1.96 – Схема установки для фракційної перегонки: 1 – куб, 2 – конденсатор-холодильник; 3 – збірники фракцій дистилату.

Після закінчення операції залишок з куба зливають і завантажують суміш, що знову розділяється. Для **складання матеріального балансу простої перегонки** необхідно запровадити такі позначення:

L - кількість суміші, що перегоняється в кубі в даний момент часу, кг;

x – концентрація низькокиплячого компонента в суміші, що розділяється.

Тоді кількість НК у рідкій фазі дорівнюватиме: Lx .

Нехай за нескінченно малий проміжок часу dt випарується dL кг суміші та концентрація рідини в кубі зменшиться на величину dx . При цьому утворюється dL кг пари, рівноважної з рідиною і має концентрацію y^* . Кількість НК у парі дорівнюватиме dLy^* . Тоді залишок рідини в кубі становитиме $(L - dL)$, кг, та її концентрація буде $(x - dx)$. Тоді рівняння матеріального балансу з НК запишеться:

$$Lx = (L - dL)(x - dx) + dLy^*$$

Розрахунок простої перегонки має на меті визначити кількість вихідної суміші, яку необхідно перегнати, щоб отримати в кубі залишок заданого складу та дистилат необхідного складу $x_{сер}$. Середній склад $x_{сер}$ дистилату, що отримується, розраховують з рівняння матеріального балансу за НК:

$$Fx_F = Wx_W + (F - W)x_{сер}$$

Звідки:

$$x_{\text{сер}} = \frac{Fx - Wx}{F - W}$$

Просту перегонку проводять при атмосферному тиску і під вакуумом для зниження температури кипіння суміші.

Проста перегонка з дефлегмацією.

Для підвищення ступеня поділу суміші перегонку здійснюють, додатково збагачуючи шляхом дефлегмації.

Пари з перегінного куба 1 (рис. 1.97) надходять у дефлегматор 2, де частково конденсуються. З пари конденсується переважно ВК і рідина (флегма), що отримується, зливається в куб. Пари, збагачені НК, направляються в

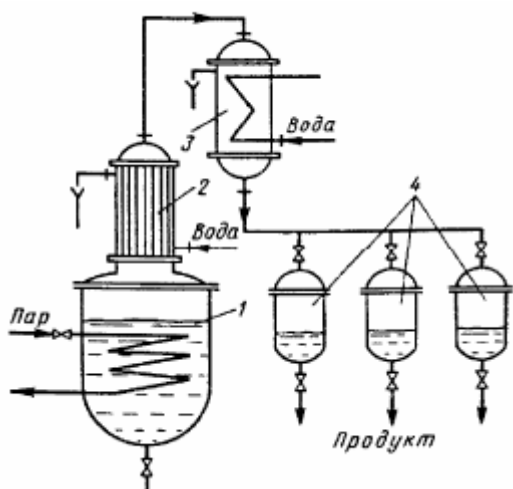


Рис. 1.97 – .Схема установки для простої перегонки з дефлегмацією: 1 – перегінний куб; 2 – дефлегматор; 3 – конденсатор-холодильник; 4 - збірники.

конденсуються. Дистилат збирається до збірників 4. Закінчення операції контролюють за температурою кипіння рідини в кубі, яка повинна відповідати заданому складу залишку, який видаляється з куба.

Ректифікація. Проста перегонка не дозволяє розділити рідкі однорідні суміші на компоненти. Досить високий ступінь поділу однорідних рідких сумішей можна досягти внаслідок багаторазового часткового випаровування рідини і конденсації парів, тобто. за допомогою процесу ректифікації. Сутність процесу ректифікації наочно видно з аналізу діаграми $t-x, y$ (рис. 1.98).

При нагріванні вихідної суміші складу x_1 до температури кипіння t_1 утворюється пара, що знаходиться в рівновазі з рідиною. При конденсації цієї пари утворюється рідина (конденсат) складу $y_1^* = x_2$, яка збагачена НК. Нагріваючи цю рідину до температури t_2 і сконденсувавши пари, що утворилися, отримаємо конденсат складу $y_2^* = x_3$, причому $x_3 > x_2$, тобто. рідина ще більше збагачується НК.

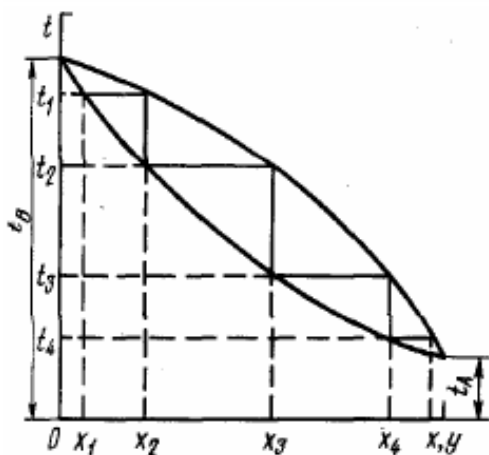


Рис. 1.98– Фазова діаграма $t-x, y$

Таким чином, повторюючи багаторазово процесу випаровування та конденсації парів, можна отримати рідину, що складається з НК. Аналогічно можна провести процес збагачення рідини, що розділяється висококиплячим компонентом.

У найпростішому вигляді процес багаторазового випаровування можна здійснити у багатоступінчастій установці, у першому ступені якої випаровується вихідна суміш. На другий ступінь надходить на випаровування рідина, що залишилася після відділення пари в першому ступені, в третьому ступені випаровується рідина, що надійшла з другого ступеня. Аналогічно може бути організований процес багаторазової конденсації, при якому на кожну наступну щабель надходять для конденсації пари, що залишилися після відокремлення від них рідини (конденсату) у попередньому ступені.

Кожна ступінь багатоступінчастої установки є, в даному випадку, як апаратом простої перегонки. Але такі установки відрізняються громіздкістю та великими втратами тепла у навколишнє середовище.

Значно більш економічне та повне поділ сумішей на компоненти досягається у процесах ректифікації, що проводяться у компактніших апаратах – ректифікаційних колонах.

Процес ректифікації здійснюється шляхом багаторазового контакту між нерівноважними рідкою або паровою фазами, що рухаються щодо один одного. При взаємодії фаз між ними відбувається масо- і теплообмін. Через війну кожного контакту компоненти перерозподіляються між фазами: пара збагачується НК, а рідина – ВК. Багаторазове контактування призводить до практично повного поділу вихідної суміші.

Процеси ректифікації здійснюються періодично або безперервно при різних тисках: при атмосферному тиску, під вакуумом (для поділу сумішей висококиплячих речовин), а також під тиском вище за атмосферний.

Будь-яка установка ректифікації складається з колонної частини, в якій розташовані тарілки або насадки, і кип'ятильника (куба), що являє собою кожухотрубчастий або змійниковий теплообмінник, який може бути вбудованим в нижню частину або винесеним за межі колони. У харчовій промисловості застосовують, головним чином, тарілчасті та насадкові колони.

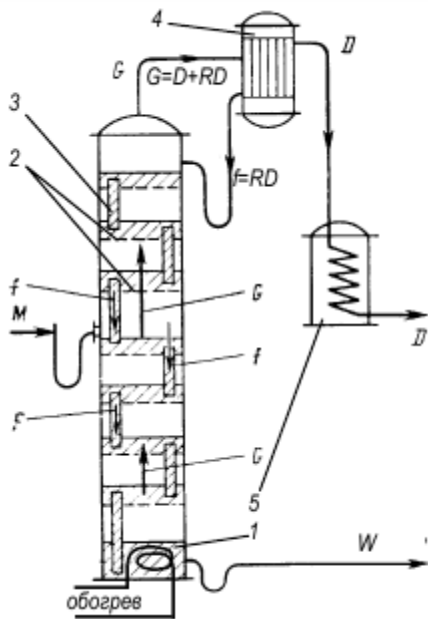


Рис. 1.99 – Принципова схема ректифікаційної установки безперервної дії: 1 – куб, 2 – тарілки, 3 – переливні патрубки, 4 – дефлегматор, 5 – холодильник дистиллята

Принцип дії ректифікаційної установки. Вихідна суміш подається в центральну частину колони, яка знизу обігрівается паром, що подається в куб 1 (рис. 1.99). Підведення тепла сприяє інтенсивному кипінню рідини, що знаходиться на тарілках, при цьому парова фаза рухається вгору, збагачуючись НК, а рідка вниз, насичуючись ВК. Таким чином, по відношенню до НК, верхня частина колони називається зміцнюючою, а нижня вичерпною. Пара, що вступає в контакт з рідиною, що знаходиться на тарілці, конденсується і віддає їй своє тепло, що сприяє кипінню рідини та утворенню вторинної пари, що містить у собі більшу кількість НК. Пара, що виходить з колони в кількості G і що складається в основному з НК, надходить у дефлегматор 4 де піддається частковій конденсації, тобто дефлегмації. При дефлегмації з пари рідина переходить в основному ВК, тому

концентрація НК в парі на виході з дефлегматора більше ніж на вході. Далі пар направляється в холодильник 5 для отримання конденсату з подальшим охолодженням. Рідина, що виходить з дефлегматора і називається флегмою, подається в колону для її зрошення. Відношення витрати флегми до дистилляту, що отримується, називається флегмовим (або погонним) числом, тобто, $R = f/D$.

Флегмове число є важливою характеристикою ректифікації. Незалежно від конструкції тарілок вони призначені для створення тісного контакту між паром та рідиною та для забезпечення якомога більшої поверхні масообміну. Пара, що надходить на тарілку знизу, барботує через рідину, що знаходиться на ній, у вигляді пухирців та струмків. При цьому відбувається конденсація пари, а теплота, що виділяється, підтримує на тарілці процес кипіння. Над зоною барботажу знаходиться зона піни (бульбашки пари, оточені плівкою рідини), яка утворюється через наявність у розчині поверхнево-активних речовин, що переганяється (у разі відсутності в розчині піноутворюючих речовин утворюється зона нестійкої піни). Над піною знаходиться зона бризок (крапельки рідини обсягом пари). У всіх трьох зонах відбувається масообмін на поверхні зіткнення рідини та пари.

При великій швидкості пара піна і бризки можуть захоплюватися з ним на тарілку. Це призводить до зниження концентрації НК на цій тарілці, внаслідок чого зменшується ефективність перегонки. Тому швидкість пари та

відстань між тарілками повинні бути такими, щоб не було піно- та бризко-виносу або, принаймні, вони були б зведені до мінімуму.

Як зазначалося, робота ректифікаційної колони залежить від значення флегмового числа. Так при великому значенні R великі енерговитрати на здійснення процесу, знижена продуктивність колони дистиляту, проте дуже висока його концентрація по НК. При малих значеннях R малі і витрати енергії, зростає продуктивність колони дистиляту, проте його концентрація по НК буде менше. Флегмове число визначає рівняння робочої лінії процесу для зміцнюючої частини колони, яке може бути отримано з рівняння матеріального балансу НК для довільного перерізу колони. Воно має такий вигляд:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_D}{R+1}$$

де y - мольна концентрація НК у паровій фазі; x – мольна концентрація НК у рідкій фазі; x_D – мольна концентрація НК у дистиляті.

На рис. 1.100 робочу лінію зміцнюючої частини колони зображено відрізком av .

З рисунка видно, що робоча лінія av і рівноважна крива повинні перетинатися ліворуч від лінії $x_{\text{поч}}$, що відповідає деякому мінімальному флегмовому числу, що визначається за формулою:

$$R_{\min} = \frac{x_D - y_{\text{поч}}}{y_{\text{поч}} - x_{\text{поч}}} \quad ($$

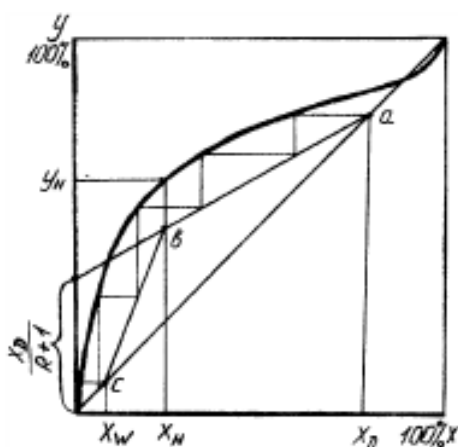


Рис. 1.100 – До визначення кількості теоретичних тарілок

Робоча лінія виснажливої частини колони відповідає відрізьку bc . Теоретичне число тарілок визначається шляхом послідовного проведення горизонтальних і вертикальних ліній з точки a до точки між рівноважною кривою і робочою лінією процесу. При цьому горизонтальні лінії відповідають процесу конденсації пари, що надходить на тарілку, а вертикальні процесу утворення вторинної пари.

СУШІННЯ

Сушіння є тепломасообмінним процесом, призначеним для зневоднення різних матеріалів.

За способом підведення тепла до матеріалу, що висушується, розрізняють наступні види сушіння:

- конвективне сушіння - шляхом безпосереднього зіткнення висушуваного матеріалу з сушильним агентом, як якого зазвичай використовують нагріте повітря або топкові гази (як правило, в суміші з повітрям);
- контактне сушіння – шляхом передачі тепла від теплоносія до матеріалу через стінку, що розділяє їх;
- радіаційне сушіння – шляхом передачі тепла інфрачервоними променями;
- діелектричне сушіння – шляхом нагрівання у полі струмів високої частоти;
- сублимаційне сушіння – сушіння в замороженому стані при глибокому вакуумі.

Висушуваний матеріал за будь-якого методу сушіння знаходиться в контакті з вологим газом. При конвективному сушінні вологому газу (який є сушильним агентом) належить основна роль в процесі. Тому вивчення властивостей вологого газу необхідне при розгляді та розрахунках процесу сушіння. Метод сушіння та тип сушарки для конкретного матеріалу вибирають на підставі аналізу матеріалу як об'єкта сушіння.

Статика сушіння. Якщо матеріал знаходиться в контакті з вологим повітрям, то можливі два процеси:

а) сушіння - (десорбція вологи з матеріалу) при парціальному тиску пари над поверхнею матеріалу P_m , що перевищує його парціальний тиск у повітрі або газі P_n , тобто, $P_m > P_n$;

б) зволоження - (сорбція вологи матеріалом) при $P_m < P_n$.

У процесі сушіння величина P_m зменшується та наближається до межі $P_m = P_n$.

При цьому настає стан динамічної рівноваги, якому відповідає гранична вологість матеріалу, яка називається рівноважною вологістю. Рівноважна вологість залежить від парціального тиску водяної пари над матеріалом P_m або пропорційної йому величини відносної вологості повітря і визначається дослідним шляхом.

Тому за допомогою такого сушильного агента, як повітря (з певною відносною вологістю), з матеріалу неможливо видалити всю вологу. Розрізняють вільну і пов'язану вологу в матеріалі. Під вільною вологою розуміють вологу, швидкість випаровування якої з матеріалу дорівнює швидкості випаровування води з вільної поверхні ($P_m = P_n$) де P_n – тиск насиченої водяної пари. Швидкість випаровування пов'язаної вологи з

матеріалу завжди менша за швидкість випаровування води з вільної поверхні. У цьому $P_m < P_n$.

Для характеристики вмісту вологи у матеріалі використовуються поняття: w – вологість матеріалу, як вміст вологи, виражене у відсотках від маси вологого матеріалу:

$$w = \frac{m_{\text{вл}}}{m} \cdot 100\% \quad (1.10)$$

де $m_{\text{вл}}$ – маса води, кг; m – загальна маса матеріалу, кг.

У ряді випадків зручніше відносити вологу до абсолютно сухої речовини. У цьому випадку вологовміст ξ являє собою вміст вологи в кілограмах на 1 кг матеріалу:

$$\xi = \frac{m_{\text{вл}}}{m - m_{\text{вл}}} \cdot 100\% \quad (1.11)$$

Види зв'язку вологи із матеріалом. Механізм процесу сушіння значною мірою визначається формою зв'язку вологи з матеріалом. Чим міцніший зв'язок, тим складніше протікає процес сушіння. При сушінні зв'язок вологи з матеріалом порушується. П.А.Рєбіндером запропоновано наступну класифікацію форм зв'язку вологи з матеріалом:

1. хімічна (іонна, молекулярна);
2. фізико-хімічна (адсорбційна, осмотична, структурна);
3. механічна (волога в капілярах та макрокапілярах, волога змочування).

Найбільш міцним видом зв'язку вологи є хімічна, яка може бути видалена лише при нагріванні матеріалу до високої температури (прожарювання) або хімічному впливі.

У процесі сушіння видаляється, як правило, лише волога, пов'язана з матеріалом фізико-хімічно та механічно. Найбільш легко може бути видалена механічно пов'язана волога, яка, у свою чергу, поділяється на вологу макрокапілярів та мікрокапілярів (капілярів із середнім радіусом приблизно 10-5 см). Макрокапіляри заповнюються вологою при безпосередньому зіткненні її з матеріалом, у той час як мікрокапіляри волога надходить як при безпосередньому зіткненні, так і в результаті поглинання її з навколишнього середовища. Волога макрокапілярів вільно видаляється не лише сушінням, а й механічними способами.

Фізико-хімічний зв'язок поєднує два види вологи, що відрізняються міцністю зв'язку з матеріалом: адсорбційно та осмотично пов'язану вологу. Перша міцно утримується на поверхні та в порах матеріалу. Осмотично пов'язана волога, звана також вологою набухання, знаходиться всередині матеріалу і утримується осмотичних сил. Адсорбційна волога вимагає свого видалення значно більшої витрати енергії, ніж волога набухання.

Присутність цих видів вологи особливо характерна для колоїдних та полімерних матеріалів. Що стосується процесу сушіння вологу матеріалу класифікують у ширшому сенсі вільну і пов'язану. Під вільною вологою розуміють вологу, швидкість випаровування якої з матеріалу дорівнює швидкості випаровування води з вільної поверхні.

Отже, за наявності у матеріалі вільної вологи $p_m = p_n$, де p_n - тиск насиченої пари води над її вільною поверхнею. Під зв'язаною розуміють вологу, швидкість випаровування якої з матеріалу менша за швидкість випаровування води з вільної поверхні $p_m < p_n$.

Вологість матеріалу та зміна його стану у процесі сушіння.

Вологість матеріалу може бути розрахована по відношенню до його загальної маси G або по відношенню до маси абсолютно сухої речовини, що знаходиться в ньому, причому:

$$G = G_c + G_{вл} \quad (1.12)$$

де $G_{вл}$ — маса що міститься у матеріалі вологи.

Вологість, віднесена до загальної кількості матеріалу (%):

$$w = \frac{G_{вл}}{G} 100\% \quad (1.13)$$

Вологість, віднесена до кількості абсолютно сухого матеріалу (%):

$$w^c = \frac{G_{вл}}{G_c} 100\% \quad (1.14)$$

Маса абсолютно сухого матеріалу не змінюється у процесі сушіння, й у спрощення розрахунків зазвичай користуються величинами w^c . Вологість, віднесена до маси абсолютно сухого матеріалу w^c , і вологість, розрахована на його загальну масу w , пов'язані між собою залежністю (%):

$$w^c = \frac{w}{1-w} 100\% \quad (1.15)$$

$$w = \frac{w^c}{100+w^c} 100\% \quad (1.15a)$$

Матеріальний баланс сушіння. Баланс за висушуванням матеріалом є складається для конкретного конвективної, контактної та інших видів сушіння.

Для складання балансу позначимо:

G_1 – маса вологого матеріалу, що надходить на сушіння, кг/ч

G_2 – маса висушеного матеріалу, кг/ч

w_1 і w_2 – початкова та кінцева вологість матеріалу відповідно (вважаючи на загальну масу матеріалу), %;

W — маса вологи, що видаляється з матеріалу при сушінні, кг/год.

Тоді матеріальний баланс матиме такий вигляд:
по всьому матеріалу, що піддається сушінню

$$G_1 = G_2 + W \quad (1.16)$$

по абсолютно сухій речовині у матеріалі, що висушується

$$G_1 \frac{100-w_1}{100} = G_2 \frac{100-w_2}{100} \quad (1.17)$$

З рівняння (7) випливає:

$$G_1 = G_2 \frac{100-w_2}{100-w_1} \quad (1.18)$$

$$G_2 = G_1 \frac{100-w_1}{100-w_2} \quad (1.19)$$

Зазвичай метою складання матеріального балансу є визначення маси вологи W , що видаляється при сушінні. З рівняння (1.16) знаходимо

$$W = G_1 - G_2 \quad (1.20)$$

Підставляючи у вираз (1.20) значення G_2 із рівняння (1.19), отримаємо

$$W = G_1 - G_1 \frac{100-w_1}{100-w_2} = G_1 \frac{w_1-w_2}{100-w_2} \quad (1.21)$$

При підстановці у вираз (1.20) значення за рівнянням (1.18) визначимо масу вологи, що видаляється:

$$W = G_2 \frac{w_1-w_2}{100-w_1} \quad (1.21a)$$

Якщо значення W відоме, то із рівняння (1.21a) можна визначити значення G_2 . **Рівняння (1.21) та (1.21a) є основними рівняннями матеріального балансу процесів сушіння.**

Швидкість сушіння. Швидкість сушіння визначається для розрахунку тривалості сушіння.

Процес сушіння протікає зі швидкістю, що залежить від форми зв'язку вологи з матеріалом та механізму переміщення у ньому вологи. Кінетика сушіння характеризується зміною часу середньої вологості матеріалу, віднесеної до кількості абсолютно сухого матеріалу w^c . Залежність між вологістю w^c матеріалу

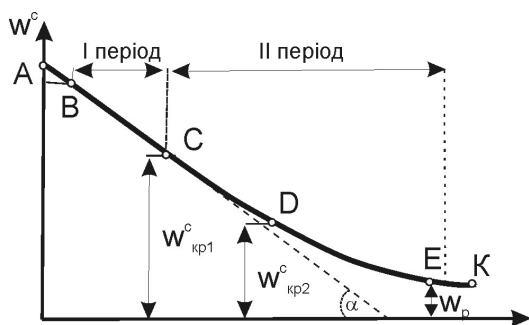


Рис. 1.101– Крива сушіння

та часом τ зображується кривою сушіння (рис.7.1), яку будують за експериментальними даними.

У загальному випадку крива сушіння складається з кількох ділянок, відповідних різним періодам сушіння. Як видно з рисунка, після дуже невеликого проміжку часу, періоду прогріву матеріалу, протягом якого вологість знижується незначно (по кривій АВ), настає період постійної швидкості сушіння (I період). При цьому вологість матеріалу інтенсивно зменшується за прямолінійним законом (пряма ВС). Таке зменшення вологості спостерігається до досягнення першої критичної вологості $w_{кр1}^c$, після чого починається період падіння швидкості сушіння (II період).

У цьому періоді зменшення вологості матеріалу виражається деякою кривою (крива СЕ), яка в загальному випадку складається з двох ділянок різної кривизни (відрізки CD та DE). Точка перегину D відповідає другій критичній вологості $w_{кр2}^c$. Наприкінці другого періоду сушіння вологість матеріалу асимптотично наближається до рівноважної. Досягнення рівноважної вологості w_p означає повне припинення подальшого випаровування вологи з матеріалу (точка).

Швидкість сушіння визначається зменшенням вологості матеріалу за деякий нескінченно мінімальний проміжок часу dt :

$$v = \frac{dw^c}{dt} \quad (1.22)$$

Вологість матеріалу w^c зазвичай виражається у %, хоча має виражатися в кг/кг (кг вологи на кг сухого матеріалу). Тому швидкість сушіння виражається у сек^{-1} чи год^{-1} , залежно від цього, у яких одиницях вимірюється час сушіння.

Швидкість сушіння може бути визначена за допомогою кривої сушіння шляхом графічного диференціювання. Для матеріалу даної вологості швидкість сушіння виражатиметься тангенсом кута нахилу дотичної, проведеної до точки кривої, що відповідає вологості матеріалу.

Зокрема, для I періоду швидкість сушіння буде відповідати $\text{tg}\alpha = \text{const}$ (рис. 1.101).

У кожному конкретному випадку вид функції $w^c = f(\tau)$ може відрізнитись від наведеної на рис. 1 залежно від форми та структури матеріалу, а також виду зв'язку з ним вологи.

Дані про швидкість сушіння, отримані за допомогою кривих сушіння, зображуються у вигляді кривих швидкості сушіння, які будують в координатах швидкість сушіння - вологість матеріалу.

На рис. 1.102 показана крива швидкості сушіння, що відповідає кривій сушіння на рис. 1.101. Горизонтальний відрізок ВС відповідає періоду постійної швидкості (I період), а відрізок СЕ – періоду падаючої швидкості (II період). У перший період відбувається інтенсивне поверхневе випаровування вільної вологи. У точці С (при першій критичній вологості $w_{кр1}^c$) вологість на поверхні матеріалу стає рівною гігроскопічній.

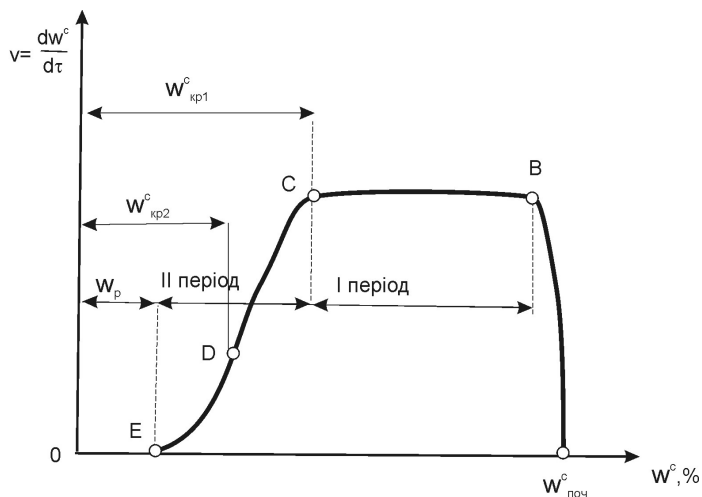


Рис. 1.102. Крива швидкості сушіння

з цього моменту починається випаровування пов'язаної вологи. Точка D (друга критична вологість) відповідає досягненню рівноважної вологості на поверхні матеріалу (всередині матеріалу вологість перевищує рівноважну). Починаючи з цього моменту і аж до встановлення рівноважної вологості по всій товщі матеріалу швидкість сушки визначається швидкістю внутрішньої дифузії вологи з глибини матеріалу до його поверхні. Одночасно внаслідок висихання менша поверхня матеріалу залишається доступною для випаровування вологи в навколишнє середовище, і швидкість сушіння падає непропорційно зменшенню вологості w^c матеріалу.

Конвективні сушарки з нерухомим або рухомим щільним шаром матеріалу.

Камерні сушарки. Ці сушарки є апаратами періодичного впливу, що працюють при атмосферному тиску.

Вони використовуються у виробництвах невеликого масштабу для матеріалів, що допускають невисоку температуру сушіння, наприклад, барвників. Матеріал у цих сушарках сушиться на лотках (деко), встановлених на стелажах або вагонетках, що знаходяться всередині сушильної камери 1

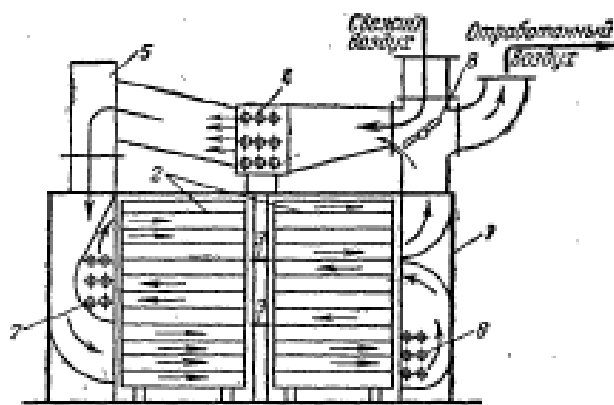


Рис. 1.103 – Камерна сушарка. 1 – сушильна камера, 2 – вагонетки, 3 – двічі змінюючи напрямком і двічі козирки, 4,6,7 – калорифери, 5 – нагріваючись у проміжних вентилятор, 8 - шибер

(рис. 1.103). На каркасі камери між вагонетками 2 встановлені козирки 3, які ділять простір камери на три розташовані один над одним зони, вздовж яких послідовно рухається сушильний агент. Свіже повітря, нагріте в зовнішньому калорифері 4, засмоктується вентилятором 5 і подається вниз камери сушарки. Тут він рухається (шлях повітря показаний на малюнку стрілками), двічі змінюючи напрямком і двічі козирки 3, нагріваючись у проміжних калориферах 6 та 7. Частина відпрацьованого повітря за допомогою шибера 8 прямує на змішування зі свіжим. Таким чином, сушарка

з цього моменту починається випаровування пов'язаної вологи. Точка D (друга критична вологість) відповідає досягненню рівноважної вологості на поверхні матеріалу (всередині матеріалу вологість перевищує рівноважну). Починаючи з цього моменту і аж до встановлення рівноважної вологості по всій товщі матеріалу швидкість сушки визначається швидкістю внутрішньої дифузії вологи з глибини матеріалу до його поверхні. Одночасно внаслідок висихання менша поверхня матеріалу залишається доступною для випаровування вологи в навколишнє середовище, і швидкість сушіння падає непропорційно зменшенню вологості w^c матеріалу.

працює з проміжним підігрівом та частковою рециркуляцією повітря, тобто, за варіантом, що забезпечує низьку температуру та м'які умови сушіння.

Однак, внаслідок сушіння в нерухомому товстому шарі, сушарки цього типу мають низьку продуктивність і тривалість сушіння в них велика. Обслуговування камерних сушарок потребує великих витрат ручної праці, що є істотним недоліком.

Тунельні сушарки. Ці сушарки (рис. 1.104) відрізняються від камерних тим, що в них з'єднані один з одним вагонетки повільно переміщуються на рейках вздовж дуже довгої камери прямокутного перерізу (коридора). На вході та виході коридор має герметичні двері, які одночасно періодично відчиняються для завантаження та вивантаження матеріалу: вагонетка з висушеним матеріалом видаляється з камери, а з протилежного кінця до неї надходить нова вагонетка з вологим матеріалом. Переміщення вагонеток здійснюється за допомогою троса та механічної лебідки. Сушильний агент рухається прямострумом або протитечією до матеріалу, що висушується. Тунельні сушарки зазвичай працюють з частковою рециркуляцією сушильного агента і використовуються для сушіння великих кількостей штучних матеріалів, наприклад керамічних виробів.

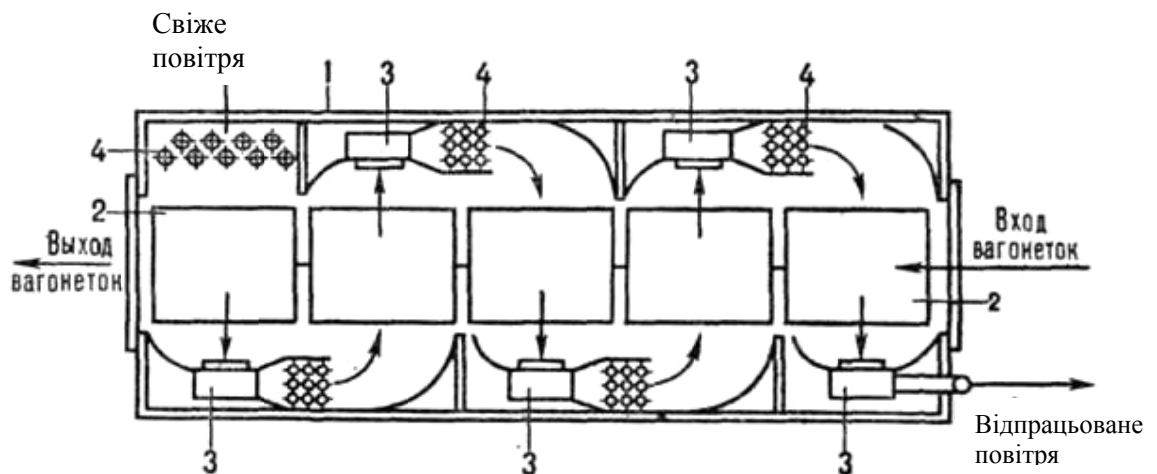


Рис. 1.104. Тунельна сушарка: 1 – камера, 2 – вагонетки, 3 – вен илятори, 4 - калорифери

За інтенсивністю сушіння тунельні сушарки мало відрізняються від камерних: їм притаманні основні недоліки останніх (тривале та нерівномірне сушіння, ручне обслуговування).

Конвективні сушарки з перемішуванням шару матеріалу

Барабанні сушарки. Ці сушарки широко застосовуються для безперервного сушіння при атмосферному тиску кускових, зернистих та сипких матеріалів (мінеральних солей, фосфоритів та ін.).

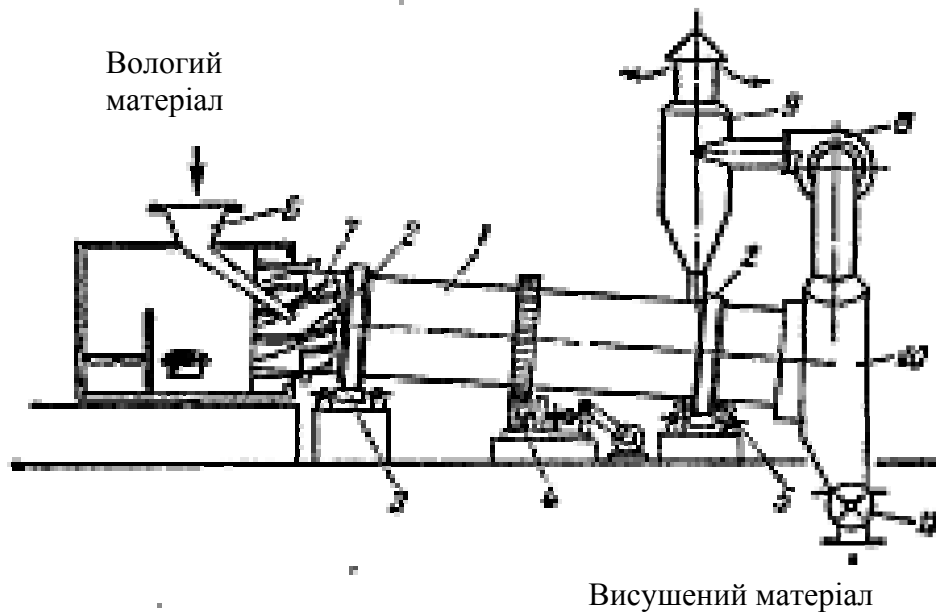


Рис. 1.105 – Барабанна сушарка : 1 - барабан; 2 - бандажі; 3 - опорні ролики; 4 - передача; 5 - опорно-упорні ролики; 6 - живильник; 7 - лопаті; 8 - вентилятор; 9 - циклон; 10 – розвантажувальна камера; 11 - розвантажувальний пристрій.

Барабанна сушарка (рис. 1.105) має циліндричний барабан 1, встановлений з невеликим нахилом до горизонту (1/15-1/50) і спирається за допомогою бандажів 2 на ролики 3. Барабан приводиться у обертання електродвигуном через зубчасту передачу 4 і редуктор. Число оборотів барабана зазвичай не перевищує 5-8 мин⁻¹, положення його в осьовому напрямку фіксується затягнутими роликками 5.

Матеріал подається в барабан живильником 6, попередньо підсушується, перемішуючи лопатями 7 приймально-гвинтової насадки, а потім надходить на внутрішню насадку, розташовану вздовж майже всієї довжини барабана.

Насадка забезпечує рівномірне розподілення і хороше перемішування матеріалу по перерізу барабана, а також його тісний зіткнення при пересипанні з сушильним агентом - топковими газами. Газу та матеріал особливо часто рухаються прямоштурмом, що допомагає уникнути перегріву матеріалу, так як у цьому випадку найбільш гарячі газу стикаються з матеріалом, що має найбільшу вологість. Щоб уникнути посиленого винесення пилу з газами, останні просмоктуються через барабан вентилятором 8 із середньою швидкістю, що не перевищує 2—3 м/сек. Перед викидом в атмосферу відпрацьовані газу очищаються від пилу в циклоні 9. На кінцях барабана часто встановлюють ущільнювальні пристрої (наприклад, лабіринтні), що утруднюють витік сушильного агента.

У розвантажувального кінця барабана є підпирний пристрій у вигляді суцільного кільця або кільця, утвореного кільцеподібно розташованими поворотними лопатками (у вигляді жалюзі). Призначення цього кільця - підтримувати певний рівень заповнення барабана матеріалом; як правило, ступінь заповнення вбирається у 20%. Час перебування зазвичай регулюється швидкістю обертання барабана і рідше зміною кута його нахилу. Висушений матеріал видаляється з камери 10 через розвантажувальний пристрій, за допомогою якого герметизується камера 10 і запобігає надходженню в неї повітря ззовні. Підсмоктування повітря привели б до марного збільшення

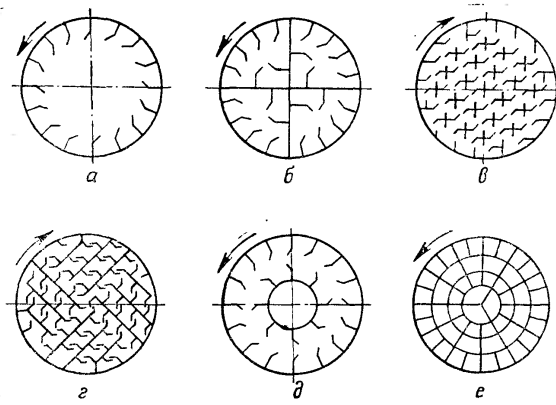


Рис. 1.106. – Типи насадок барабанних сушарок: а) підйомно-лопатева; б) секторна; в. г) позполільна. л) пепевалочна.

продуктивності та енергії, що споживається вентилятором 8. Пристрій внутрішньої насадки (рис. 7. 7) барабана залежить від розміру шматків і властивостей матеріалу, що висушується. Підйомно-лопатева насадка використовується для сушіння великошматкових і схильних до налипання матеріалів, а секторна насадка - для малосипучих та великошматкових матеріалів з великою щільністю. Для дрібнокускових, сильно сипких матеріалів широко застосовуються розподільні насадки. Сушіння тонкоподрібнених матеріалів, що пилять, проводиться в барабанах, що мають перевалочну насадку із закритими осередками. Іноді використовують комбіновані насадки, наприклад, підйомно-лопатева (у передній частині апарату) та розподільну.

Типи промислових барабанних сушарок різноманітні: сушарки, що працюють при протитечії сушильного агента та матеріалу, з використанням повітря як сушильний агент, контактні барабанні сушарки та ін.

Модуль № 2. ОСНОВНІ ПИТАННЯ, КРИТЕРІЇ ОПТИМІЗАЦІЇ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНОГО ПРОЦЕСУ.

Тема 2.1. Хіміко-технологічний процес.

В буквальному перекладі «технологія» - це наука про майстерність. Але сьогодні про це забули. Слово «технологія» розуміється скоріш як конкретний засіб виробництва, виробничий прийом або комплекс прийомів. Зараз технологія – не наука, а скоріш свод правил, кодекс законів, регламентуючих процедури цільоспрямованого переведення матерії з одного стану в інший. Зрозуміло, що ці процедури базуються на досягненнях фундаментальних наукових дисциплін, але одночасно враховуються реальні ресурсні можливості та досягнутий рівень майстерності виконавців. Це вимагає від технології, в ідеалі, бути дуже гнучкою, чутливою до всіх названих факторів. Темп цих взаємних та послідовних змін визначає темп науково-технічного прогресу.

В наш час хімічні товари знайшли досить широке використання в народному господарстві. Сучасне хімічне виробництво оздоблено технікою, обладнанням, широко використовуються механізація та автоматизація, ЕОМ. Хімічне виробництво нерозривно пов'язане з поняттям хімічної технології.

Наука, яка вивчає способи та процеси переробки сировини в предмети використання і засоби виробництва носить назву ТЕХНОЛОГІЯ. Під поняттям способів та процесів переробки розуміють ряд послідовних операцій, які проводять з сировиною в різних машинах та апаратах з метою отримання кінцевого продукту.

В технології використовують закономірності, методи та підхід до вивчення явищ природи таких наук: фізика, хімія, механіка, математика та ін. та на їх основі розробляють оптимальні умови проведення технологічних процесів. Технологія поділяється на:

- 1) механічну;
- 2) хімічну.

МЕХАНІЧНА досліджує процеси, що призводять до зміни зовнішнього вигляду або форми предмету.

ХІМІЧНА – процеси зміни складу та внутрішньої структури речовини, що здійснюються за допомогою хімічних реакцій.

ТЕХНОЛОГІЯ вивчає шляхи здійснення фізичних та хімічних процесів в конкретних техніко-економічних умовах, опираючись на економічну доцільність процесів. До задач технології входять розробка, проектування, вибір умов, схем та типів виробничих процесів та допоміжних операцій, а також визначення конструкції та підбір матеріалів для апаратів та машин.

Найголовніші показники, що визначають техніко-економічну ефективність технологічного процесу:

- 1) витрати сировини та енергії на одиницю продукту;
- 2) вихід та якість продукту;

- 3) інтенсивність процесу;
- 4) капітальні витрати на виробництво.

ЗМІСТ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ

В наш час відомо понад 3 млн хімічних речовин. Хімічне виробництво можна поділити на дві групи:

- 1) виробництво неорганічних речовин;
- 2) виробництво органічних речовин.

Промисловість неорганічних речовин включає:

- 1) виробництво основних неорганічних речовин (кислоти, луги, солі);
- 2) виробництво тонких неорганічних препаратів (хімічні реактиви, напівпровідники і т.д.);
- 3) електрохімічне виробництво (хлориди, луги, кисень);
- 4) металургія;
- 5) виробництво силікатів (скло, цемент, кераміка);
- 6) виробництво фарб та пігментів.

Виробництво органічних речовин:

- 1) основний органічний синтез (виробництво спиртів, кислот і т.д.);
- 2) виробництво барвників, напівпродуктів;
- 3) тонкий органічний синтез;
- 4) виробництво високомолекулярних речовин (каучук);
- 5) переробка горючих матеріалів;
- 6) виробництво харчових продуктів (цукор, жири).

Математичний опис хімічних реакцій потрібен для будови їх математичних моделей, які називають КІНЕТИЧНИМИ. Дослідження та пізнання механізму реакцій є однією з найважливіших фундаментальних проблем, оскільки знання механізму відкриває можливості керування хімічними перетвореннями. Один з етапів це *стехіометричний аналіз*.

Важливий етап вивчення хімічних реакцій – *теоретичний аналіз кінетичних моделей*, який дозволяє отримати повну картину протікання реакцій в різних умовах (*термодинамічний (вплив температури, тиску і т.д.) та кінетичний аналіз (теоретичний оптимальний режим)*).

ХІМІЧНА РЕАКЦІЯ – перетворення одних речовин в інші, що відрізняються за хім. складом та будовою.

ЕЛЕМЕНТАРНА СТАДІЯ – зворотне або незворотне хімічне перетворення, що проходить через один перехідний стан.

Однією з найважливіших задач сучасної ХТ є всебічне дослідження хіміко-технологічних процесів (ХТП) та умов його протікання, а також встановлення точних даних, виражених в математичній формі залежностей як від окремих стадій, так і всього процесу в цілому, від окремих факторів, тобто математичного опису процесу. Розвиток галузей цих видів продуктів, тобто до збільшення продуктивності. **ПРОДУКТИВНІСТЬ** π називають кількість продукту, що виробляється, або сировини, що переробляється, V , ξ в одиницю часу τ :

$$\pi = V/\tau \text{ (м}^3\text{/час)} \text{ або } \pi = \xi/\tau \text{ (кг/час)}$$

Підвищення продуктивності пов'язане з інтенсифікацією роботи апаратури, з введенням нових додаткових агрегатів, з підвищенням потужностей, підвищенням реакційного об'єму відповідної апаратури.

ІНТЕНСИФІКАЦІЯ ВИРОБНИЧИХ ПРОЦЕСІВ

Може створюватись шляхом використання нових високоефективних каталізаторів, шляхом активізації процесу, широкого використання механізації та автоматизації в виробництві, шляхом розробки та впровадження нових технологічних ліній.

Зазвичай для розрахунку інтенсивності – продуктивності відносять до об'єму апарату V або до площі його поперечного перетину S :

$$i = \pi/V = \xi/\tau V \text{ (кг/час} \cdot \text{м}^3\text{)};$$

$$i = \pi/V = V/\tau V \text{ (м}^3\text{/час} \cdot \text{м}^3\text{)};$$

$$i = \pi/S = \xi/\tau S \text{ (кг/час} \cdot \text{м}^2\text{)};$$

$$i = \pi/S = V/\tau S \text{ (м}^3\text{/час} \cdot \text{м}^2\text{)};$$

Інтенсифікувати процес можна:

а) зміною конструкції апарату;

б) удосконалюванням технологічних процесів існуючих апаратів.

Інтенсивність роботи апарату пропорційна швидкості процесу, тобто швидкості хімічної реакції, що протікає в даному апараті (кмоль/час \cdot м³). Створення та розробка нових технологічних схем процесів та апаратів передбачає МАХ збільшення швидкості реакції, що досягається так:

1) посиленням перемішування реагентів;

2) збільшенням поверхні контакту між речовинами;

3) використанням каталізаторів;

4) підвищенням температури та тиску;

5) зміною співвідношення концентрацій реагентів в реакційних сумішах.

З метою визначення оптимальних умов проведення ЗХТ їх поділяють:

- екзотермічні;

- ендотермічні.

Процеси в гетерогенних системах розглядають по елементарним стадіям, які відповідають їм, при цьому за характером лімітуючої стадії процес відносять до кінетичної або дифузійної області. Основними об'єктами дослідження в ЗХТ є рівновага та швидкість ХТП (хіміко-технологічного процесу).

ОСНОВНІ ПОКАЗНИКИ ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОВЕДЕННЯ ХІМІЧНИХ РЕАКЦІЙ. КЛАСИФІКАЦІЯ ХІМІЧНИХ РЕАКЦІЙ

Для оцінки ефективності протікання реакції використовуються наступні показники:

1) швидкість реакції;

2) ступінь перетворення;

- 3) вихід продукту;
- 4) селективність.

Інтенсивність протікання реакцій характеризується зміною кількості j -го компонента в ході реакції в одиницю часу в одиниці об'єму. Це ШВИДКІСТЬ ПО J -МУ КОМПОНЕНТУ W_j , або швидкістю перетворення, розходу або утворення j -го компонента:

$$W_j = \frac{1}{V_p} \cdot \frac{dn_j}{d\tau}, \left[\frac{\text{моль}}{\text{м}^3 \cdot \text{с}} \right] \quad \text{для гомогенної реакції} \quad (2.1)$$

$$W_j = \frac{1}{F} \cdot \frac{dn_j}{d\tau}, \left[\frac{\text{моль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \right] \quad \text{для гетерогенної реакції} \quad (2.2)$$

де n_j – число молей j -го компонента; τ – час, с; V_R – реакційний об'єм, м^3 ; F – поверхня контакту фаз, м^2 .

Швидкість гомогенних реакцій виражалась через концентрацію j -го компонента відповідно (1.1): $n_j = c_j V$ (V – об'єм реакційної суміші). Тоді:

$$W_j = \frac{1}{V_p} \cdot \frac{d(C_j V)}{d\tau} = \frac{C_j}{V_p} \cdot \frac{dV}{d\tau} + \frac{V}{V_p} \cdot \frac{dC_j}{d\tau}$$

Якщо $V = \text{const}$, тоді $dV = 0$ и $V = V_p$, то вираз (2.2) набуває наступного вигляду:

$$W_j = \frac{dC_j}{d\tau} \quad (2.3)$$

Таким чином, для гомогенної системи швидкість реакції - це зміна концентрації реагуючих речовин в одиницю часу.

Показником ефективності хімічного перетворення X_j та вихід цільового продукту Φ_j . За їх допомогою розраховують за вихідною кількістю реагенту, очікувану або фактично утворену кількість продукту.

СТУПІНЬ ПЕРЕТВОРЕННЯ – величина, що характеризує повноту перетворення заданої вихідної речовини та визначається, як його прореагувала частка.

Реакція: $A \rightarrow R$;

$$x = \frac{n_0 - n}{n_0} \quad (1.4)$$

$$x = \frac{c_0 - c}{c_0} \quad (1.5)$$

де C_{A0} , C_A , n_0 , n – початкові та кінцеві концентрації та число молей відповідно.

З виразу (1.4) одержимо кількість прореагуваного реагенту:

$$n_0 - n = n_0 \cdot x$$

При протіканні незворотних реакцій величина X змінюється від 0 (перетворення ще відсутнє) до 1 (перетворення здійснилося повністю). Або

($0 \leq x \leq 1$). У випадку зворотних реакцій ступінь перетворення змінюється від 0 до якогось рівноважного ступеня перетворення $x^* < 1$. Або ($0 \leq x \leq x^* < 1$). При цьому:

$$x^* = \frac{n_0 - n^*}{n_0}$$

де n^* – рівноважна кількість реагенту.

З виразу для ступеня перетворення можна знайти кінцеву кількість і концентрацію реагенту:

$$n = n_0(1-x) \quad (1.6)$$

$$c = c_0(1-x) \quad (1.7)$$

Продиференціювавши вирази, одержимо:

$$dn = -n_0 dx \quad (1.8)$$

$$dc = -c_0 dx \quad (1.9)$$

Підставимо вирази (1.8) і (1.9) в (1.1) і (1.3) і одержимо:

$$W_j = -\frac{n_0 \cdot dx_j}{V_p \cdot d\tau}$$

$$W_j = -C_0 \frac{dx_j}{d\tau}$$

Зв'язок між ступенем перетворення різних вихідних речовин визначається наступним шляхом:

Реакція: $\nu_A A + \nu_B B \rightarrow \text{ПР}$;

$$X_A = (N_{A0} - N_A) / N_{A0};$$

$$X_B = (N_{B0} - N_B) / N_{B0};$$

$$N_A = (1 - X_A) N_{A0};$$

де ν_A, ν_B – стехіометричні коефіцієнти.

$$(N_{A0} - N_A) / \nu_A = (N_{B0} - N_B) / \nu_B;$$

$$\text{тоді } N_{B0} - N_B = (N_{A0} - N_A) \cdot (\nu_B / \nu_A).$$

Помножимо та розділимо ліву частину на N_{B0} , праву на N_{A0} , та отримаємо:

$$N_{B0} (N_{B0} - N_B) / N_{B0} = (N_{A0} - N_A) \cdot (\nu_B / \nu_A)$$

ВИХІД ПРОДУКТУ - це відношення кількості фактично отриманого продукту реакції до теоретично можливого, яке вийшло б, якщо реагенти прореагували повністю.

$$\Phi = \frac{n_{np}}{n_{np.m}} = f(\nu) \frac{n_{np}}{n_{0ucx}}$$

Розглянемо реакцію:



Нехай n_{A0} і n_{B0} – початкова кількість речовин А і В. Припустимо, у ході реакції отримано продукту R у кількості n .

Тоді за стехіометрією реакції:

з ν_A молей прореагувавшої речовини А одержали ν_R молей R

з n_{A0} отримаємо x

$$x = \frac{n_{A0} \cdot \nu_R}{\nu_A}$$

– теоретична кількість продукту R, що утворилося б, якби вся вихідна кількість речовини А прореагувала.

Тоді вихід продукту:

$$\Phi_{R(A)} = \frac{n_R}{n_{np.Rтеор.}} = \frac{n_R}{n_{A0} \cdot \frac{\nu_R}{\nu_A}}$$

Тоді отримаємо наступні розрахункові формули:

$$\Phi_{R(A)} = \frac{\nu_A}{\nu_R} \cdot \frac{n_R}{n_{A0}} \quad \text{вихід продукту R по речовині А (1.10)}$$

$$\Phi_{R(B)} = \frac{\nu_B}{\nu_R} \cdot \frac{n_R}{n_{B0}} \quad \text{вихід продукту R по речовині В (1.11)}$$

Вихід продукту, як і ступінь перетворення, не може бути менше нуля й більше одиниці ($0 \leq \Phi \leq 1$). Для простих реакцій вихід продукту дорівнює ступеню перетворення:

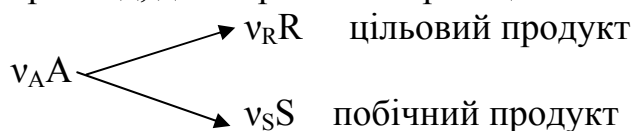
$$\Phi_R = x_A$$

СЕЛЕКТИВНІСТЬ характеризує ефективність проведення складних реакцій, у яких утворюються цільові й побічні продукти. Це міра того наскільки повно й вибірково здійснюється реакція в напрямку одержання цільового продукту. Розрізняють два види селективності: загальну (інтегральну) і миттєву (диференціальну).

Загальна або інтегральна селективність – це відношення кількості вихідної речовини перетворившогося в цільовий продукт $n_{исх.цел}$ до загальної кількості реагенту, що пішов на реакцію $(n_0 - n)_{исх.}$. Або виражаючи $n_{вих.ціль.}$ через кількість отриманого цільового продукту $n_{пр.ціль.}$ одержимо наступну залежність:

$$S = \frac{n_{исх.цел}}{(n_0 - n)_{исх.}} = f(\nu) \frac{n_{исх.цел}}{(n_0 - n)_{исх.}}$$

Наприклад, для паралельної реакції:



селективність цільового продукту R буде дорівнювати:

$$S_R = \frac{\nu_A}{\nu_R} \cdot \frac{n_R}{(n_{A0} - n_A)} = \frac{\nu_A}{\nu_R} \cdot \frac{n_R}{n_{A0} \cdot x_A} \quad (1.12)$$

Якщо в ході реакції $\nu_A = \nu_R = \nu_S = 1$, то $n_{A0} = n_A + n + n$. Тоді:

$$S_R = \frac{n_R}{n_{A_0} - n_A} = \frac{n_R}{n_R + n_S}$$

Миттєва або диференціальна селективність визначається як відношення швидкості утворення цільового продукту $W_{np.}$ до швидкості витрати реагенту $W_{ucx.}$:

$$S' = \frac{W_{np.}}{W_{ucx.}} = \frac{dn_{np.}}{dn_{ucx.}}$$

Наприклад, для розглянутої вище паралельної реакції миттєва селективність продукту R дорівнює:

$$S'_R = \frac{W_R}{W_A} \quad \text{або} \quad S'_R = \frac{W_R}{W_R + W_S}$$

Установимо залежність між виходом продукту, селективністю й ступенем перетворення.

З виразу (1.12) виразимо n :

$$n_R = S_R \cdot \frac{V_R}{V_A} \cdot (n_{A_0} - n_A)$$

і підставимо у вираз (1.10):

$$\Phi_{R(A)} = \frac{V_A}{V_R} \cdot S_R \cdot \frac{V_R}{V_A} \cdot \frac{n_{A_0} - n_A}{n_{A_0}}$$

Іскома залежність виразиться:

$$\Phi_{R(A)} = S_R \cdot x_A$$

КЛАСИФІКАЦІЯ ХІМІЧНИХ РЕАКЦІЙ

Хімічна кінетика - наука, що вивчає швидкість і механізм протікання хімічних реакцій.

Як відомо, хімічна реакція протікає при зіткненні атомів або молекул. По кількості молекул що одночасно беруть участь в елементарному акті хімічної реакції, реакції класифікують на:

- мономолекулярні;
- бімолекулярні;
- тримолекулярні елементарні реакції.

Імовірність одночасного зіткнення більше ніж трьох часток мала, по цьому чотиримолекулярні реакції невідомі.

У більшості випадків стехіометричні рівняння не визначають правдивого механізму хімічної реакції. Більшість реакцій, стехіометричне рівняння яких містять велику кількість часток, складаються з ряду більш простих елементарних стадій, які протікають по моно-, бі- або тримолекулярному механізму.

За числом стадій реакції поділяються на:

- одностадійні (прості), їх механізм описується одним стехіометричним рівнянням;

- багатастадійні (складні) реакції - механізм цих реакцій описується двома й більше стехіометричними рівняннями.

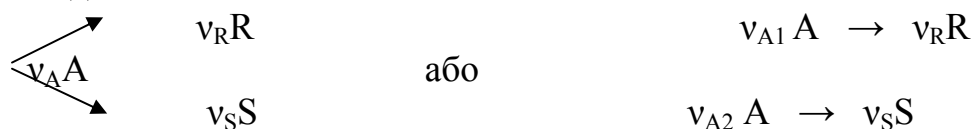
Багатастадійні реакції за схемою перетворення можуть бути класифіковані на:

- зворотні - якщо реакція йде як у прямому так й у зворотному напрямку. Наприклад:



- паралельні реакції - якщо одночасно протікають дві або більше прості реакції, що мають хоча б одну спільну вихідну речовину.

Наприклад:



- послідовні - якщо продукт однієї реакції служить вихідною речовиною для іншої реакції. Наприклад:



- змішані реакції - являють собою сполучення зазначених вище реакцій:



Реакції можуть бути гомогенними й гетерогенними. Гомогенні реакції протікають в однорідному середовищі (наприклад, у газовій фазі або розчині). Гетерогенні реакції протікають у неоднорідному середовищі - між речовинами, які перебувають у різних фазах (твердої й рідкої, газової й рідкої й т.д.). Таким чином, гомогенні реакції відбуваються рівномірно в повному обсязі, заповненому реагуючими речовинами; гетерогенні - тільки на деяких прикордонних поверхнях - на границі розподілу фаз. Прикладом гетерогенної реакції може служити реакція між речовиною в газовій фазі й поверхнею рідкого або твердого тіла.

МАТЕРІАЛЬНИЙ ТА ЕНЕРГЕТИЧНИЙ БАЛАНС

При розробці хіміко-технологічних процесів проводяться різноманітні розрахунки для кількісної оцінки операцій, що протікають, а також для визначення оптимальних значень параметрів технологічного процесу. У всіх випадках при розрахунках враховуються закони гідродинаміки, тепло- та масопередачі та хімічної кінетики, тому розрахунки матеріальних потоків зазвичай поєднуються з енергетичними розрахунками, для цього складають матеріальний та енергетичний баланси.

Матеріальний баланс - це речовий вираз закону збереження маси речовини, згідно з яким у будь-якій замкнутій системі маса речовин, що

вступили у взаємодію, дорівнює масі речовин, що утворилися в результаті цього взаємодії, тобто прихід речовини $\Sigma B_{\text{прих}}$ дорівнює його витраті $\Sigma B_{\text{расх}}$. Таким чином, рівняння матеріального балансу можна представити у вигляді

$$\Sigma B_{\text{прих}} = \Sigma B_{\text{расх}} \quad (1.34)$$

Для періодичних процесів матеріальний баланс становлять у розрахунку одну операцію, для безперервних процесів — за одиницю часу.

Матеріальний баланс складають за рівнянням основної сумарної реакції з урахуванням паралельних та побічних реакцій. Він може бути складений для всіх речовин, що беруть участь у процесі, або тільки для однієї будь-якої речовини. Зазвичай враховуються в повному обсязі протікають реакції і одержувані побічні продукти, лише ті, які мають істотне значення, т. е. матеріальний баланс носить наближений характер.

Матеріальний баланс становлять процесу в цілому або окремих його стадій. При цьому облік маси речовин проводиться окремо для твердої, рідкої та газової фаз, тому в загальному вигляді матеріальні баланси виражаються зазвичай у вигляді рівняння

$$B_{\text{т}} + B_{\text{ж}} + B_{\text{г}} = B'_{\text{т}} + B'_{\text{ж}} + B'_{\text{г}} \quad (1.35) \quad B_{\text{т}}, B_{\text{ж}}, B_{\text{г}} - \text{маси}$$

- де
твердих, рідких і газоподібних речовин, що надходять у виробництво або на дану операцію в одиницю часу;

$B'_{\text{т}}, B'_{\text{ж}}, B'_{\text{г}}$ маси одержуваних товарів.

Іноді при проведенні практичних розрахунків можуть не братися до уваги окремі фази (тверда, рідка або газоподібна) або в одній будь-якій фазі враховується існування кількох різних речовин, тому рівняння (1.35) відповідно спрощується або ускладнюється. При проектуванні зазвичай задаються масою цільового продукту; масу сировини та масу побічних продуктів визначають за рівнянням матеріального балансу.

ТЕРМОДИНАМІЧНИЙ АНАЛІЗ ХІМІЧНИХ РЕАКЦІЙ

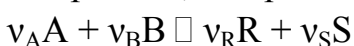
Задачі термодинамічного аналізу:

- 1) розрахунок теплового ефекту реакції;
- 2) виявлення можливості мимовільного протікання хімічної реакції в даному напрямку;
- 3) визначення межі мимовільного протікання реакції, тобто стану хімічної рівноваги.

Термодинамічний аналіз

1. Розрахунок теплового ефекту реакції визначається зміною її ентальпії ΔH .

Наприклад, для реакції:



$$\Delta H^0_{298} = \sum (v_j \Delta H^0_{298 \text{ прод.}}) - \sum (v_j \Delta H^0_{298 \text{ исх.}}) \quad (1)$$

$\Delta H < 0$ – екзотермічна реакція (+ Q_p)

$\Delta H > 0$ – ендотермічна реакція (- Q_p)

Розрахунок ентропії реакції здійснюється аналогічно

$$\Delta S^0_{298} = \sum (v_j \Delta S^0_{298 \text{ прод.}}) - \sum (v_j \Delta S^0_{298 \text{ исх.}}) \quad (2)$$

Ентальпія чисельно дорівнює тепловому ефекту реакції, узятому зі зворотнім знаком.

Імовірність протікання реакції в заданому напрямку визначається величиною енергії Гиббса ΔG

$$\Delta G_p = \Delta H_p - T \Delta S_p \quad (3)$$

ΔH_p – ентальпійний фактор;

$T \Delta S_p$ – ентропійний фактор.

$\Delta G_p < 0$ – це вказує на можливість (імовірність) мимовільного протікання реакції;

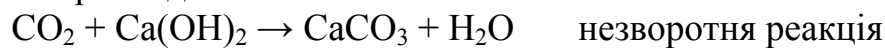
$\Delta G_p > 0$ – мала ймовірність протікання реакції.

Для хімічної технології найважливіше значення має розрахунок стану хімічної рівноваги

Хімічна рівновага. Константа рівноваги

Нагадаємо, що всі хімічні процеси діляться на зворотні й незворотні. Незворотні реакції протікають лише в одному напрямку, тоді як зворотні, залежно від умов, можуть протікати як у прямому, так і зворотньому напрямку.

Наприклад:



Всі зворотні хімічні процеси спрямовані до стану рівноваги.

Хімічна рівновага це:

З термодинамічної точки зору - це найбільш стійкий, імовірний стан системи в даних умовах. Воно визначає ту межу, до якої може мимовільно протікати хімічна реакція за даних умов.

З кінетичної точки зору умовою хімічної рівноваги в гомогенних системах є рівність швидкостей прямої і зворотньої хімічних реакцій.

Основною характеристикою хімічної рівноваги є константа рівноваги. У фізичній хімії константа рівноваги визначається як величина термодинамічна. Однак її можна вивести з ЗДМ. Розглянемо зворотню реакцію:



$r^+ = k^+ C_A^{v_A} C_B^{v_B}$ – швидкість прямої реакції, записана на основі ЗДМ;

$r^- = k^- C_R^{v_R} C_S^{v_S}$ – швидкість зворотньої реакції.

При рівновазі швидкості прямої і зворотньої реакції рівні:

$$r^+ = r^-$$

$$k^+ C_A^{v_A} C_B^{v_B} = k^- C_R^{v_R} C_S^{v_S}$$

Константа рівноваги визначається як відношення констант швидкостей прямої і зворотної реакцій:

$$K_C = \frac{k^+}{k^-} = \frac{C_R^{*vR} \cdot C_S^{*vS}}{C_A^{*vA} \cdot C_B^{*vB}} \quad (6.1)$$

де K_C – константа хімічної рівноваги, виражена через рівноважні концентрації компонентів реакції; C^* – рівноважні концентрації компонентів; k^+ – константа швидкості прямої реакції; k^- – константа швидкості зворотної реакції;

Аналогічним чином константу рівноваги можна вивести через рівноважні парціальні тиски P_j^* і рівноважні мольні частки компонентів N_j^* :

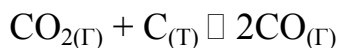
$$K_P = \frac{P_R^{*vR} \cdot P_S^{*vS}}{P_A^{*vA} \cdot P_B^{*vB}} \quad (6.2)$$

$$K_N = \frac{N_R^{*vR} \cdot N_S^{*vS}}{N_A^{*vA} \cdot N_B^{*vB}} \quad (6.3)$$

Нагадаємо, що мольна частка це відношення кількості речовини до загальної кількості речовин у суміші:

$$N_A = \frac{n_A^*}{n_{cm}}; \quad N_B = \frac{n_B^*}{n_{cm}}; \quad \text{і т.д.}, \quad \text{де } n_{cm} = n_A^* + n_B^* + n^* + n^*$$

У випадку гетерогенної реакції у вираз константи рівноваги входять тільки концентрації тих речовин, які перебувають у газовій або рідкій фазі. Концентрація твердої речовини входить до константи й не записується. Наприклад, для реакції:



Константа рівноваги має вигляд:

$$K_C = \frac{C_{CO}^{*2}}{C_{CO_2}^*}$$

Підстановка відомих рівностей: $P_j^* = C_j R T$ і $P_j^* = N_j^* P$ показує, що між величинами K_C , K_P й K_N існує наступний зв'язок:

$$K_C = K_P (RT)^{-\Delta v} = K_N \left(\frac{RT}{P} \right)^{-\Delta v} \quad (6.4)$$

де P – загальний тиск системи, R – універсальна газова постійна,

T – температура, Δv – зміна числа моль реагуючих речовин у ході реакції: $\Delta v = (v_R + v_S) - (v_A + v_B)$. При $\Delta v = 0$ $K_C = K_P = K_N$.

Константи рівноваги K_C і K_P чисельно змінюються тільки при зміні температури, а K_N – при зміні температури й тиску.

Чисельне значення констант рівноваги дозволяє в першому наближенні судити про вихід продукту реакції. Якщо K_C набагато більше 1, то вихід продуктів великий, тому що, як видно з виразу (6.1) концентрації продуктів реакції C_R і C_S набагато більші за концентрації вихідних речовин C_A й C_B .

Якщо константа рівноваги набагато менше 1 то з аналогічної причини вихід продукту малий.

Розрахунок констант рівноваги

Існує два методи розрахунку констант рівноваги.

1) Найчастіше константу рівноваги розраховують термодинамічним способом, визначаючи K_p . Знаючи K_p легко знайти K_C і K_N .

$$K_p = e^{\left(\frac{-\Delta G}{RT}\right)} \quad (6.5)$$

де ΔG – зміна енергії Гіббса реакції. Величину ΔG для даної реакції розраховують за рівнянням (3) з урахуванням рівнянь (1) і (2), з огляду на залежність ΔH й ΔS від температури.

2) Рідше константу рівноваги визначають експериментальним шляхом, тому що на практиці важко досягти стану справжньої рівноваги й важко вимірювати рівноважні концентрації. У цьому випадку розрахунок ведеться по формулах (6.1), (6.2) і (6.3).

Аналіз стану хімічної рівноваги

Такий аналіз включає рішення двох завдань.

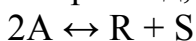
1) Знаючи константу рівноваги, розраховують рівноважну сполуку реакційної суміші.

2) Визначають вплив на рівноважну сполуку різних технологічних факторів: температури, тиску, вміст у системі інертних компонентів, вплив продуктів реакції й початкового мольного співвідношення реагентів.

Розрахунок складу рівноважної реакційної суміші

Склад рівноважної реакційної суміші розраховують по величині константи рівноваги. Вид розрахункових рівнянь визначається типом хімічної реакції.

Наприклад, розглянемо зворотною реакцію, що протікає за схемою:



Розрахунок рівноважної сполуки включає наступні етапи.

1) Розраховують константу рівноваги хімічної реакції по формулі (6.5).

Для розглянутої реакції $\Delta \nu = 1 + 1 - 2 = 0$. Тому що $\Delta \nu = 0$, те

$$K_C = K_p = K_N.$$

2) Для нашої реакції запишемо константу рівноваги:

$$K_p = K_N = \frac{N_R^* \cdot N_S^*}{N_A^{*2}} = \frac{n_{cm}^* \cdot n_{cm}^*}{\left(\frac{n_A^*}{n_{cm}^*}\right)^2} = \frac{n_R^* \cdot n_S^*}{n_A^{*2}} \quad (6.6)$$

де N_A^* , N_R^* , N_S^* – рівноважні мольні долі речовин А, R й S;

$$n_{cm}^* = n_A^* + n_R^* + n_S^*.$$

3) Виразимо кількості речовин через рівноважний ступінь перетворення:

$$n_A^* = n_{Ao}(1 - x_A^*) \quad (6.7)$$

$$n^* = 1/2 n_{A0} x_A^* \quad (6.8)$$

$$n^* = 1/2 n_{A0} x_A^* \quad (6.9)$$

Підставимо вирази (6.7-6.9) у вираз (6.6):

$$K_p = \frac{\frac{1}{2} n_{A0} \cdot x_A^* \cdot \frac{1}{2} n_{A0} \cdot x_A^*}{(n_{A0} (1 - x_A^*))^2}$$

$$K_p = \frac{1}{4} \cdot \frac{x_A^*}{(1 - x_A^*)^2}$$

Нагадаємо, що K_p ми розраховували раніше. Вирішуємо отримане рівняння як квадратне відносно x_A^* :

$$x_A^* = \frac{2\sqrt{K_p}}{1 + 2\sqrt{K_p}} \quad (6.10)$$

4) Підставивши знайдене значення x_A^* у вирази (6.7), (6.8), (6.9), ми визначимо шуканий склад рівноважної реакційної суміші.

Вплив на рівноважний склад різних технологічних факторів

1. *Вплив температури* на величину константи рівноваги визначається по рівнянню Ван Гоффа:

$$\frac{d \ln K_p}{dT} = -\frac{Q_p}{RT^2} \quad (6.11)$$

де Q_p – тепловий ефект реакції.

Аналіз цього рівняння показує, що:

а) якщо $Q_p < 0$ (реакція ендотермічна, тобто йде з поглинанням тепла), те похідна позитивна й тоді при підвищенні температури K_p теж збільшується; рівновага зміщається убік продуктів реакції.

б) якщо $Q_p > 0$ (реакція екзотермічна, тобто йде з виділенням тепла), те похідна негативна й тоді при підвищенні температури K_p зменшується; рівновага зміщається убік вихідних речовин (при зниженні температури K_p зростає).

2. *Вплив тиску* на величину константи рівноваги визначається іншим рівнянням:

$$\frac{d \ln K_N}{dP} = -\frac{\Delta V}{RT} \quad (6.12)$$

де P – загальний тиск; ΔV – зміна об'єму системи внаслідок хімічної реакції. Ця зміна дорівнює різниці об'ємів продуктів реакції й вихідних речовин: $\Delta V = \sum V_{\text{прод.}} - \sum V_{\text{исх.}}$.

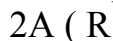
Аналогічний аналіз показує, що:

а) якщо $\Delta V < 0$ (реакція протікає зі зменшенням об'єму), те похідна позитивна й тоді при підвищенні тиску K_N збільшується; рівновага зміщається убік продуктів реакції;

б) якщо $\Delta V > 0$ (реакція протікає зі збільшенням об'єму), те похідна негативна, при підвищенні тиску K_N зменшується й рівновага зміщається у бік вихідних речовин;

в) якщо $\Delta V = 0$, (реакція протікає без зміни об'єму), той тиск не робить впливу на величину константи рівноваги.

3. Вплив вмісту інертних компонентів на рівноважний склад покажемо на прикладі реакції, що проходить у газовій фазі:



Для неї константа рівноваги, виражена через рівноважні мольні частки:

$$K_N = \frac{N_R^*}{N_A^{*2}} = \frac{\frac{n_R^*}{n_{см}}}{\left(\frac{n_A^*}{n_{см}}\right)^2} = \frac{n_R^*}{n_A^{*2}} \cdot n_{см} \quad (6.13)$$

де $n_{см.} = n_A^* + n^* + n_{инерт.комп.}$; $n_{инерт.комп.}$ – кількість інертних компонентів у суміші.

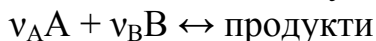
Очевидно, що з підвищенням вмісту інертних компонентів $n_{инерт.комп.}$ зростає $n_{см.}$. Оскільки величина K_N у виразі (6.13) залишається величиною постійною (константа рівноваги K_N змінюється лише при зміні температури

й тиску), те співвідношення $\frac{n_R^*}{n_A^{*2}}$ повинне зменшуватися. Отже, знизиться рівноважний вихід продукту R і рівноважний ступінь перетворення реагенту A.

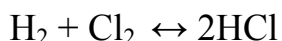
Аналогічно можна показати, що для реакції $A \rightleftharpoons 2R$ при підвищенні $n_{инерт.комп.}$ ці показники будуть зростати.

Висновок: якщо в ході реакції $\Delta v < 0$, то збільшення кількості інертних компонентів приводить до зменшення рівноважної кількості продуктів; якщо в ході реакції $\Delta v > 0$, то збільшення кількості інертних компонентів приводить до збільшення рівноважної кількості продуктів.

4. Вплив початкового мольного співвідношення реагентів на рівноважний склад. Для будь-якої зворотньої реакції, наприклад:



збільшення початкової кількості речовини A сприяє більш повному перетворенню реагенту B и навпаки, надлишок B сприяє більш повному перетворенню реагенту A. Цю обставину часто використовують у промисловості. Наприклад, при синтезі хлористого водню по сумарному рівнянню:



присутність хлору в хлористоводневому газі вкрай не бажано (він забруднює соляну кислоту), а наявність водню не викликає труднощів. Тому, застосовуючи газову суміш із надлишком водню, одержують продукційний газ HCl, що майже не містить хлору.

5. *Вплив змісту продуктів реакції.* Як видно з рівняння (6.1) зменшення вмісту продуктів реакції в реакційній суміші при постійній K_C викликає зменшення концентрації вихідних речовин, що збільшує їх рівноважний ступінь перетворення. Таким чином, для повноти протікання реакції необхідно відводити продукти з реакційної суміші.

Всі розглянуті окремі способи зсуву рівноваги ідуть із загального принципу порушення рівноваги - принципу Ле-Шательє.

Принцип Ле-Шательє: якщо на систему, що перебуває в рівновазі, спричинити який-небудь вплив, то в результаті процесів, що протікають у ній, рівновага зміститься в такому напрямку, що спричинений вплив зменшиться.

Тема 2.2. КАТАЛІТИЧНІ ПРОЦЕСИ

Кінетичний аналіз. Теоретично оптимальний режим проведення реакції

Завдання - визначити теоретично оптимальний режим протікання хімічних реакцій. Основні варіаційні параметри - температура й тиск.

Як було сказано вище, на швидкість хімічних реакцій впливає наявність реакційної суміші каталізаторів. Процеси, які відбуваються за участю каталізаторів, називаються каталітичними.

Каталізом називається зміна швидкості хімічної реакції внаслідок впливу особливих речовин – каталізаторів, які беруть участь у реакції, вступаючи у проміжну хімічну взаємодію Космосу з реагентами, але відновлюють свій хімічний склад після закінчення каталітичного акта.

Каталізатори можуть не лише прискорювати хімічну реакцію, а й уповільнювати її. Такі речовини називають інгібіторами.

Якщо каталізатор прискорює реакцію – це позитивний каталіз, сповільнює негативний каталіз.

Механізм дії каталізатора

У випадку прискорююча дія каталізаторів принципово відрізняється від дії інших факторів, що інтенсифікують хімічну реакцію: температури, тиску, тощо. Підвищення температури, наприклад, прискорює реакцію збільшенням енергетичного рівня молекул, що реагують, активацією їх за рахунок підводиться ззовні тепла.

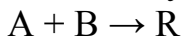
При використанні каталізаторів енергетичний рівень молекул, що реагують, не змінюється. Вплив прискорювальної дії каталізатора полягає у зниженні енергії активації хімічної реакції, внаслідок зміни реакційного шляху за участю каталізатора. При цьому реакція протікає через ряд елементарних стадій, які вимагають меншої активації енергії, ніж пряма реакція без каталізатора. Математично збільшення швидкості реакції при зниженні енергії активації видно з рівняння Арреніуса та ЗДМ:

$$k = k_0 \cdot e^{(-E/RT)}$$

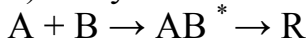
$$r = k \cdot C_A^{v_A} \cdot C_B^{v_B}$$

якщо енергія активації зменшується, константа швидкості реакції k збільшується і швидкість реакції зростає.

Розглянемо енергетичну картину реакційної системи на прикладі простої бімолекулярної реакції:

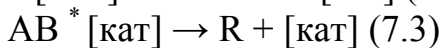
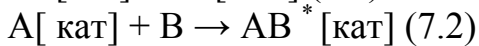
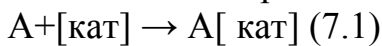


1) Без участі каталізатора механізм реакції наступний:



Реакція йде через утворення активного комплексу AB^* - проміжного з'єднання, який розпадаючи перетворюється на продукт R . При цьому енергія активації реакції без каталізатора складе E .

2) У присутності каталізатора реакція йде іншим реакційним шляхом, через кілька елементарних стадій:



Енергія активації реакцій (7.1) та (7.2) буде відповідно e_1 і e_2 .

В даному випадку енергія активації реакції з каталізатором (e_1 і e_2) буде менше енергії активації реакції без каталізатора (E):

$$e_1 < E \text{ та } e_2 < E$$

Таким чином, у присутності каталізатора реакція йде іншим реакційним шляхом, який енергетично більш доступний.

Прискорююча дія каталізатора вимірюється його активністю A , яка визначається співвідношенням констант швидкостей реакцій з каталізатором до і без нього до:

$$A = \frac{k_K}{k} = \frac{k_0 \cdot e^{(-E_K/RT)}}{k_0 \cdot e^{(-E/RT)}} = e^{\Delta E/RT}$$

де ΔE - зниження енергії активації каталітичної реакції порівняно з некаталітичною. $\Delta E = E - E_{до}$.

Застосування каталізатора може значно знизити енергію активації, що призведе до колосального збільшення швидкості реакції. Наприклад, якщо $\Delta E = 41800$ Дж/моль, то при температурі 600К швидкість каталітичної реакції вище швидкості некаталітичної в

$$A = e^{\frac{41800}{8,31 \cdot 600}} = 4 \cdot 10^3 \text{ раз}$$

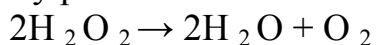
Види каталізу

Як каталізатори можуть застосовуватися тверді, рідкі та газоподібні речовини. Тому розрізняють гомогенний та гетерогенний каталіз. У особливу групу виділяють ферментативні процеси.

Більшість хімічних реакцій, які у організмі людини, є каталітичними. Каталізатори, звані у разі ферментами, є прості чи складні білки. Хімічні процеси, які у організмі людини з участю ферментів, називають

ферментативними. В людини є близько 30000 різних ферментів, кожен із яких є каталізатором для відповідної хімічної реакції.

У разі гомогенного каталізу каталізатор та реакційна суміш утворюють одну фазу. Як приклад наведемо каталітичне розкладання перекису водню у водному розчині:



Каталізаторами виступають іони $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2-}$, WO_4^{2-} , MoO_4^{2-} , що також перебувають у розчині.

У разі гетерогенного каталізу каталізатор знаходиться у системі у вигляді самостійної фази. Гетерогенний каталіз найпоширеніший у промисловості. При гетерогенному каталізі реакція відбувається на поверхні каталізатора. Отже, щоб прискорити процес, каталізатор повинен мати якомога більшу (розвинену) поверхню. І тому він повинен мати або пористу структуру, або перебувати у сильно подрібненому стані. Найчастіше каталізатор наноситься на носій, має пористу структуру (напр. пемза, азбест, т.д.).

Як і у разі гомогенного каталізу, при гетерогенному каталізі реакція протікає через активні проміжні сполуки. Але тут ці сполуки є поверхневими сполуками каталізатора з реагуючими речовинами. Проходячи через ряд стадій, в яких беруть участь ці проміжні сполуки, реакція закінчується утворенням кінцевих продуктів, а каталізатор не витрачається (Приклади: синтез NH_3 окислення SO_2 в SO_3 і т.д.).

Некаталітичні хімічні процеси у системах газ - тверде тіло (Г-Т) і рідина - тверде тіло (Ж-Т)

Хімічний процес - це сукупність взаємодіючих і взаємозалежних явищ хімічного перетворення й супутніх їм фізичних явищ молекулярного переносу. Із трьох видів переносу: маси, енергії й імпульсу - у хімічних процесах найбільш істотне значення має тепло- і масоперенос. Протікання хімічної реакції приводить до зміни концентрації й температури в зоні реакції. У результаті цього між зоною реакції й іншим реакційним простором створюється градієнт концентрацій і температур, що викликає перенос маси й теплоти. Перенос маси викликає потік реагентів з реакційного простору в зону реакції (підведення реагентів у зону реакції) і потік продуктів реакції у зворотному напрямку (відвід продуктів із зони реакції).

Ці потоки визначають концентрацію речовин і температуру в зоні реакції й впливають на протікання самої хімічної реакції.

Таким чином, хімічний процес включає три послідовні стадії: 1) підвід реагентів у зону реакції; 2) властиво хімічну реакцію; 3) відвід продуктів із зони реакції.

Стадії хімічного процесу мають як фізичну (1 й 3) так і хімічну (2) природу.

Хімічні процеси вивчається **макрокінетикою**, що розглядає спільне протікання хімічних реакцій й тепло- і масоперебреноса. Зазначені вище стадії хімічного процесу називаються **макростадіями**, а обумовлена макрокінетикою швидкість хімічного процесу називається **спостережуваною швидкістю хімічного перетворення** $W_{набл.}$.

Математичний опис хімічного процесу повинне містити рівняння швидкості хімічної реакції, рівняння переносу речовин (реагентів і продуктів) і переносу теплоти.

Дослідження хімічного процесу є складним завданням, що спрощується при різних допущеннях:

- про стаціонарність;
- про квазістаціонарності;
- об наявність стадії, що лімітує.

Характер стадії, що лімітує, визначає область протікання процесу. Якщо стадією, що лімітує, є підведення або відвід речовин, то процес протікає в дифузійній області. Якщо стадією, що лімітує, є хімічна реакція, то процес протікає в кінетичній області.

При складанні математичного опису хімічного процесу варто враховувати їхню класифікацію по фазовій ознаці.

Розрізняють гомогенні й гетерогенні хімічні процеси.

Гомогенні хімічні процеси

Протікають в однорідних середовищах (рідких або газоподібних), при цьому відсутня поверхня розділу фаз (спалювання газоподібних палив, окислювання NO в NO₂, хлорування або окислювання киснем повітря різних органічних речовин, реакції нейтралізації у водяних розчинах, обмінні реакції в розчинах і т.д.).

У гомогенних хімічних процесах стадією, що лімітує, є хімічна реакція. Тоді математичний опис процесів являє собою кінетичну модель хімічної реакції, що протікає в цьому процесі. Тоді кінетичні моделі розглянутих раніше реакцій $A > R$, $A \rightarrow R$, паралельних і послідовних реакцій і результати їхнього рішення й аналізу застосовні до гомогенних процесів.

Шляхи інтенсифікації гомогенних процесів

- 1) Підвищення початкової концентрації реагенту.
- 2) Підтримка оптимальної температури й тиску.
- 3) Високий ступінь перемішування реагентів.

Гетерогенні процеси

При протіканні гетерогенних процесів реагуючі речовини перебувають у різних фазах. При цьому існує границя розділу фаз (ГРФ) по якій відбувається хімічна взаємодія.

Можна прийняти наступну класифікацію гетерогенних процесів:

- 1) Каталітичні гетерогенні процеси в системах Г-Т (каталізатор) і (Г+Ж)-Т (каталізатор);
- 2) Некаталітичні гетерогенні процеси в системах Г(Ж)-Т і Г(Ж)-Ж

Некаталітичні хімічні процеси у системах газ - тверде тіло (Г-Т) і рідина - тверде тіло (Ж-Т)

Оскільки закономірності протікання процесу в системі Г-Т і Ж-Т аналогічні, обмежується розглядом процесів у системі Г-Т.

Механізм процесу масообміну за участю твердої фази

Розрізняють наступні способи переносу маси:

молекулярна дифузія - мимовільний процес переносу речовини, що виникає внаслідок безладного теплового руху мікрочастинок: молекул, атомів, іонів і т.д.

Турбулентна (конвективна) дифузія - це конвективний перенос речовини, що здійснюється під дією турбулентних пульсацій середовища.

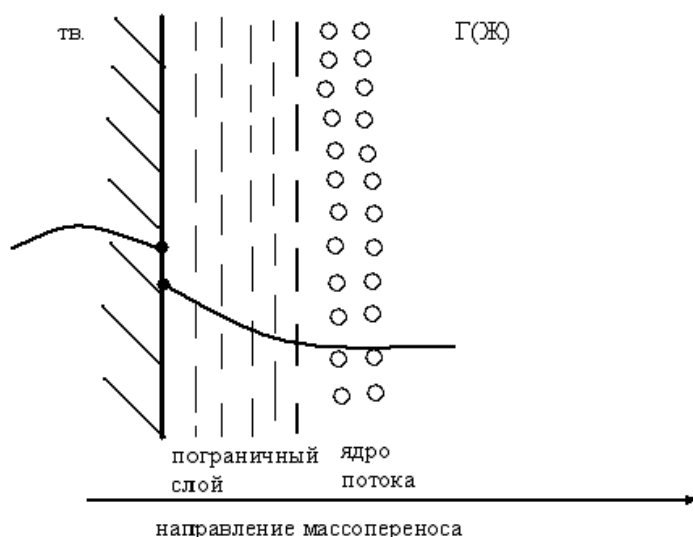


Рис. 2.1– Масообмін між твердим тілом і газом (рідиною).

Розглянемо масообмін між газом і повторюємо тілом (мал.9.1). При масообміні між твердим тілом і газом (рідиною) у газовій (рідкій) фазі розрізняють дві області:

- ядро потоку;
- прикордонний шар, утворений у ГРФ.

У ядрі потоку здійснюється інтенсивне турбулентне перемішування, перенос речовини здійснюється в основному шляхом конвективної дифузії. Роль молекулярної дифузії в переносі речовини незначна. Через інтенсивне перемішування речовина в ядрі газового поширено рівномірно, концентрація його постійна.

Прикордонний шар є областю різкої зміни концентрації речовини. Перенос речовини в прикордонному шарі здійснюється шляхом конвективної і молекулярної дифузії. У міру наближення до ГРФ відбувається загасання конвективних потоків і зростає роль молекулярної дифузії. Це пов'язане з тим, що в міру наближення до ГРФ відбувається поступове загасання турбулентного руху середовища, і шари газу (рідини) стає усе більше нерухомими.

Для спрощення подань масопереносу приймаємо плівкову теорію масопереноса. Відповідно до цієї теорії прикордонний шар газу (рідини) являє собою нерухому або ламінарно поточну плівку. Перенос речовини в плівці здійснюється тільки молекулярною дифузиею. При цьому припускають існування чіткої границі між ядром потоку й прикордонним шаром.

Механізм взаємодії в системі Г-Т

Стадії процесу

Розглянемо реакцію між газоподібною речовиною А і часткою твердого малопористого тіла В, що протікає з утворенням твердої речовини S і газоподібного продукту R за схемою:

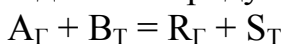


Рис. 2.2– Механізм взаємодії між газом і часткою твердого тіла

У початковий період реакції на поверхні твердого реагенту В утворюються окремі атоми твердого продукту реакції S_{Γ} . Із часом їх стає усе більше, вони зливаються, утворюючи при цьому суцільний шар продукту S_{Γ} повністю покриваюча речовина B_{Γ} (рис 9.2) Від реагенту залишається ядро, що не прореагувало. Розмір його із часом зменшується.

Таким образом, після деякого початкового періоду, коли утвориться суцільний шар продукту S_{Γ} механізм процесу включає наступні послідовні макростадії:

1) Дифузія газоподібного реагенту A_{Γ} з ядра газового потоку до зовнішньої поверхні зерна через нерухому газову плівку (зерном у цьому випадку називають частку твердої речовини);

2) Дифузія A_{Γ} від зовнішньої поверхні зерна через шар продукту, що утворився, S_{Γ} до зони хімічної реакції;

3) Властиво хімічна реакція між A_{Γ} і B_{Γ} на поверхні роздязнула твердих фаз (реагент В – продукт S), називаної фронтом хімічної реакції (ФХР);

4) Дифузія газоподібного продукту R_T від ФХР до зовнішньої поверхні частки через шар продукту S_T ;

5) Дифузія газоподібного продукту R_T від зовнішньої поверхні зерна в ядро газового потоку через нерухому газову плівку.

Стадії 1) і 5) називають стадіями зовнішньої дифузії, 2) і 4) – стадіями дифузії у твердій фазі 3) – хімічна реакція (кінетична).

Тема 2.3. ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНІ СИСТЕМИ

Хіміко – технологічні системи

Сучасне хімічне виробництво є складною структурою, яка називається хіміко – технологічною системою (ХТС).

ХТС – це сукупність технологічних апаратів, з допомогою яких здійснюється отримання необхідного продукту.

ХТС складається з головної ХТС та підсистем. Головна ХТС включає операції з підготовки сировини, очищення отриманого цільового продукту, здійснення головного технологічного перетворення – хімічної реакції.

Для того щоб функціонувала головна ХТС до неї необхідно підводити енергію, воду (як теплоносій, реагент або розчинник), необхідно утилізувати шкідливі викиди і переробляти відходи, що утворюються в результаті хімічного перетворення.

Таким чином, підсистеми ХТС включають:

- а) енергетичні ХТС;
- б) підсистеми водопідготовки;
- в) системи переробки відходів та утилізації шкідливих викидів;
- г) системи управління технологічними процесами та апаратами.

Усі апарати, задіяні у хімічному виробництві, є елементами ХТС. Сюди входять хімічні реактори, теплообмінники, насоси та трубопроводи для транспортування речовин, адсорбери та колони ректифікації, які застосовуються для здійснення масообмінних процесів та інше обладнання, що входить у виробництво.

Елементи ХТС обмінюються між собою речовинами та енергією, які називаються технологічними потоками. Розрізняють:

1) матеріальні потоки - переміщення речовини від апарату до апарату в ХТС, здійснюється за допомогою трубопроводів, газоходів, транспортерів та ін;

2) енергетичні потоки - якщо теплоносій пар або рідина, то енергія підводиться трубопроводами, електрична енергія по проводах;

3) інформаційний потік – це електричні та інші сигнали, якими передається інформація про стан процесу окремому елементі ХТС.

Розрізняють кілька способів подання ХТС:

1. описовий
2. графічний
3. математичний.

Описовий спосіб охоплює характеристику сировини, матеріалів, напівфабрикатів, продуктів, що описує послідовність здійснення всіх технологічних операцій, рівняння хімічних реакцій, що здійснюються в ХТС.

Графічний спосіб включає кілька моделей зображення, найбільш наочний це технологічний спосіб - він є графічним зображенням елементів ХТС зі стандартними умовними позначеннями, зображення об'єднують між собою технологічними потоками, напрямки потоків зображують стрілками.

Математичний спосіб використовують для опису та аналізу процесів ХТС, являє собою систему математичних рівнянь, які описують процеси в окремих елементах ХТС.

ПРЕДМЕТ І ОСНОВНІ ІДЕЇ СИСТЕМНОГО АНАЛІЗУ

Системний аналіз у сучасному розумінні - це синтез ідей і принципів загальної теорії систем, кібернетики з можливостями сучасної обчислювальної техніки, і має своїм предметом вивчення й моделювання об'єктів складної природи (систем). Джерела системного аналізу сходять до праць грецьких філософів Піфагора й Платона. Саме слово «аналіз» грецького походження й складається з «ана» - нагору й «ліо»- розділяю, що означає виявлення першооснови, сутності явищ навколишнього світу.

У цей час у літературі для позначення цієї дисципліни використовується кілька термінів: системний аналіз, загальна теорія систем, системний підхід, системологія. Між ними часто ставиться знак тотожності, що не цілком виправдано.

Щоб краще усвідомити методологію системного аналізу, розглянемо основні ідеї, які він використовує.

Ідея 1. *При вивченні складного об'єкта головна увага приділяється зовнішнім зв'язкам об'єкта з іншими системами, а не його детальній внутрішній структурі, хоча останнє не виключається, тобто системний аналіз – це макронідхід.*

Наприклад: На фірмі виникла якась проблема, наприклад, зменшився обсяг продажів, знизився прибуток і т.д. Звичайний шлях рішення проблеми складається в пошуку її причин усередині фірми: невиконання технологічних приписань, порушення дисципліни, неправильне керівництво й т.д. Але може виявитися, що причини невдачі лежать поза фірмою. Системний підхід передбачає розширення вихідної системи (фірми). У цьому випадку необхідно розглянути ринок, тобто включити в розгляд споживачів, фірми-конкуренти й т.п. Можливо, що цього виявиться недостатньо й буде потрібно нове розширення системи, наприклад, розгляд всієї економічної системи, тому що причинами невдачі можуть бути нестабільність фінансової ситуації, неправильна податкова політика держави й т.п. У цих умовах пошук причин невдачі усередині фірми або взагалі не дає задовільного рішення, або приведе до частковому рішенню, яке треба буде переглядати й коректувати нескінченно.

Ідея 2. При вивченні складного об'єкта пріоритет віддається його цілям і функціям, з яких виводиться структура (але не навпаки), тобто системний аналіз – це підхід функціональний.

Прокоментуємо цю ідею. У житті часто доводиться зіштовхуватися зі зворотним: є структура, вона наділяється якоюсь функцією, при цьому очікувані результати важко прогнозувати. Коли мова йде про технічні системи, призначення яких заздалегідь відомо, такий підхід не приводить до серйозних прорахунків. Але коли ми маємо справу зі складними системами, наприклад, людина або організація людей, те традиційний підхід може привести до значних помилок. Справа в тому, що призначення таких систем нам споконвічно точно не відомо, і ця невизначеність створює додаткові труднощі в керуванні ними. **Системний аналіз пропонує інший підхід: є мета (функція), яка потрібна структура, щоб досягти її щонайкраще.** Такий підхід дозволяє виробляти оптимальні рішення, крім паралелізму й дублювання функцій (ми не беремо до уваги тут соціальних аспектів, проблему зайнятості, і т.п.; системний підхід дозволяє врахувати також і ці обмеження).

Ідея 3. При рішенні проблем, пов'язаних із системами, варто зіставляти необхідний і можливий, бажане і досяжне, ефект і наявні для цього ресурси. Іншими словами варто завжди враховувати, яку "ціну" треба буде заплатити за одержання необхідного результату.

Ідея 4. При ухваленні рішення в системах варто враховувати наслідки рішення для всіх систем, які воно зачіпає.

Термін "**система**" одержав широке поширення, тому що в цей час є нагальна потреба вивчення складних комплексів (систем). Це пов'язане з об'єктивною тенденцією ускладнення систем, агрегування їхніх функцій, що проявляється при рішенні як глобальних, так і спеціальних проблем, таких як вивчення біологічних об'єктів, екологічний моніторинг, керування технологічними процесами, промисловими й транспортними об'єктами, наукові дослідження, медичне й технічне діагностування.

У відповідь на потребу вивчення складних систем виникла дисципліна "Системний аналіз", центральною проблемою якої є проблема прийняття рішень. Звичайно при дослідженні або створенні якоїсь складної системи виникають труднощі: по-перше, ми повинні сформулювати мету, по-друге, описати систему за допомогою набору показників, по-третє, виміряти й зіставити ці показники між собою так, щоб з'явилася можливість порівнювати між собою різні варіанти стратегій (способів досягнення поставлених цілей). Перераховані завдання не вирішуються однозначно, завжди є невизначеність вибору цілей, показників, схем їхнього порівняння. Тому ми повинні спочатку представити систему у вигляді дослідницької моделі. Складність досліджуваних систем привела до необхідності створення спеціальної техніки дослідження, заснованої на використанні апарата імітації (відтворення) на ЕОМ математичних моделей функціонування досліджуваної системи. Серед завдань, що виникають у зв'язку із проектуванням систем,

важливе місце займає проблема сполучення структурних і функціональних аспектів. Одне з важких запитань ставиться до проблем проектування ієрархічної організації. Будь-які більш-менш складні системи організовані по ієрархічному принципі. Це пов'язане з тим, що централізовані обробка інформації й прийняття рішень часто неможливі через великий обсяг інформації, затримок і перекручувань.

Якщо мова йде про проектування технічних систем, то завдання системного дослідження складається в розробці функціональної схеми, яка може бути реалізована свідомо не єдиним способом, і у визначенні проміжних цілей.

У системах, до складу яких входять люди (наприклад, виробничі системи, соціальні системи, народне господарство й т.п.), функціонування залежить від керування, здійснюваного людьми. Виникають додаткові труднощі, пов'язані з урахуванням власних цілей і інтересів людей, для чого необхідно спроектувати спеціальний механізм. Тому теорія ієрархічних багаторівневих систем є однією з найважливіших частин системного аналізу. Таким чином, системний аналіз - це дисципліна, що розвиває методи проектування складних систем.

Термін "системний аналіз" є не зовсім коректним перекладом, з'явився в 60-х роках у США ("system analysis") для позначення техніки аналізу складних систем.

Поряд із цим терміном велике поширення одержав термін "загальна теорія систем" (ЗТС), виникнення якого пов'язане з ім'ям відомого біолога Л. Берталанфі, що в 50-х роках у Канаді організував центр загальносистемних досліджень і опублікував велику кількість робіт, у яких намагався знайти те загальне, що властиве будь-яким досить складним структурам довільної природи (технічним, біологічним, соціальним). Суспільство було організовано в 1954 р. з наступними цілями:

- вивчення еквівалентності законів, концепцій, моделей у різних областях і надання допомоги в перенесенні їх з однієї області в іншу;
- заохочення розробки адекватних теоретичних моделей в областях, їх не мають;
- мінімізація дублювання теоретичних зусиль у різних областях;
- сприяння єдності науки за рахунок удосконалювання спілкування між фахівцями.

З інших термінів, що мають подібний зміст, одержали поширення: "системний підхід" і "системологія". Перший з них відбиває тенденцію, що намітилася в сучасному світі, вивчення явищ у всій повноті й взаємозв'язку з іншими явищами, тобто на основі найбільш загальних принципів теорії систем. Другий застосовується для позначення системної методології при аналізі й синтезі систем, а в більше загальному контексті - для позначення науки про системи.

Таким чином, три галузі науки - загальносистемні дослідження, кібернетика й математичні теорії систем (а також обчислювальна техніка) -

це найважливіші компоненти науки про системи. Ці науки значимі й для суміжних областей (дослідження операцій, теорія прийняття рішень, штучний інтелект).

ОСНОВНІ ПОНЯТТЯ СИСТЕМНОГО АНАЛІЗУ

Системний підхід – міждисциплінарна методологія, покликана забезпечити інтеграцію наукових знань із метою підвищення їхньої практичної ефективності. При цьому спеціальні науки зберігають свою самостійність і специфічність, а їх фактичні дані й теоретичні побудови по-новому переосмислюються й поєднуються загальним для всіх методом дослідження.

Система – сукупність взаємозалежних елементів, відособлена від середовища й взаємодіюча з нею як ціле.

Формальне подання системи.

Система характеризується цілісністю й відособленістю від середовища, тобто має певні **границі**. Її можна представити у вигляді «чорного ящика».

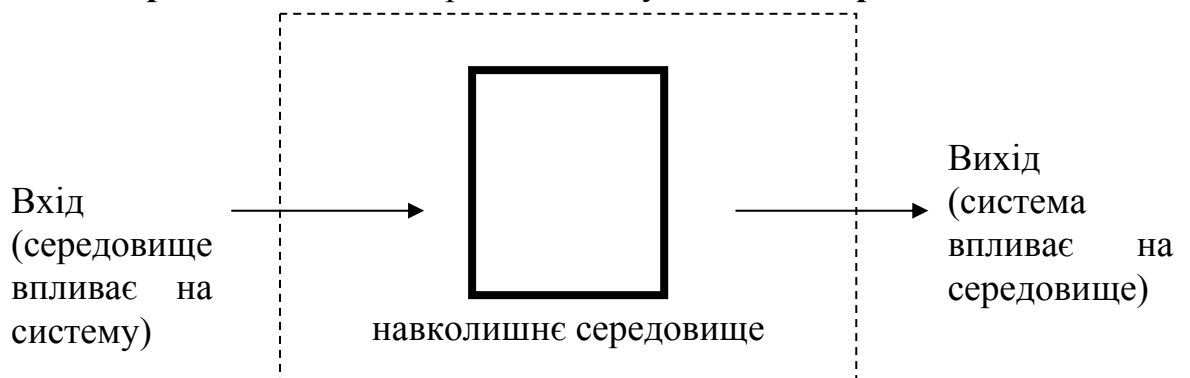


Рис.2.1 – Формальне уявлення системи

При цьому відсутня інформація про внутрішній зміст ящика.

Підсистеми – частини системи, які можуть бути розділені на складові частини.

При необхідності в них виділяються частини із вказівкою підпорядкування (ієрархії) - підсистема 1-го, 2-го.... n-ного рівня.

Елементи системи – складені неподільні частини системи. Побудова моделі состава залежить від ступеня знання системи. Розбивка системи на частині, як і границі найменшої частини - елемента, визначаються цілями побудови моделі й, отже, умовні, відносні, тобто не мають абсолютного характеру.

Модель структури (або структурна модель) системи відбиває відносини (зв'язки) між елементами системи.

Структурна модель системи може бути статичною («фотографія» системи в деякий момент часу) і динамічною, що описує, як працює система, що в ній відбувається, її зв'язки із зовнішнім середовищем у ході реалізації поставленої мети.

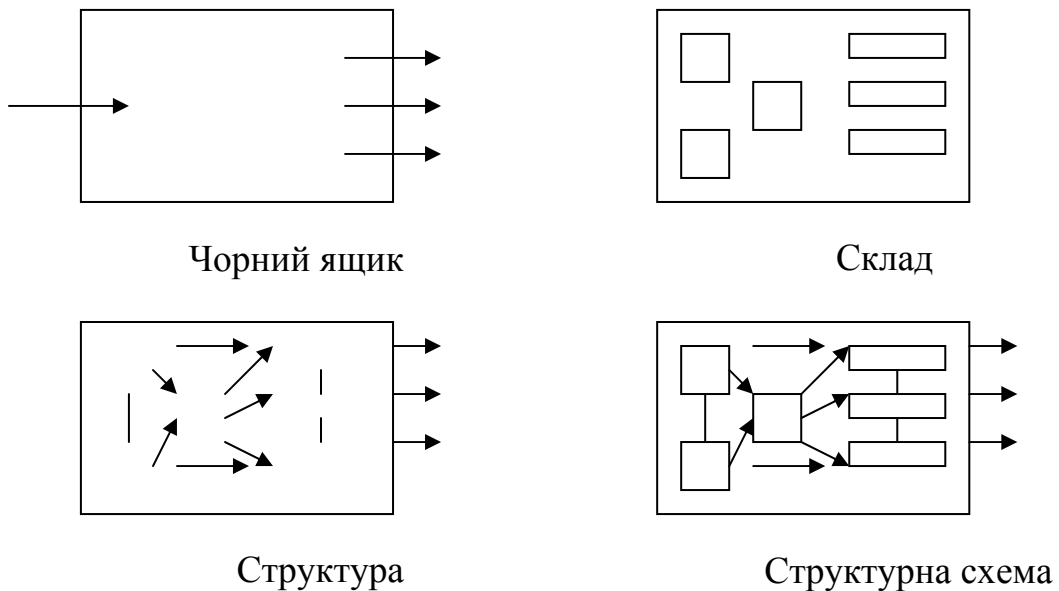


Рис.2.2 – Статичний варіант моделі структури системи

Динамічний варіант:

1. Чорний ящик - Вхід - початковий стан
Вихід - кінцевий (бажаний) стан.
 2. Склад - перелік дій, необхідних для переведення початкового стану в кінцевий стан.
 3. Структура - послідовність дій і тривалість кожної дії.
 4. Структурна схема - сітковий графік усього процесу.
- Застосування системного аналізу на практиці може бути у двох випадках:

1. коли вихідним пунктом є **нова проблема**.
2. **нова можливість** – знайдена поза безпосереднім зв'язком з даним колом проблем.

Рішення проблеми (по п.1) проводиться по наступних основних етапах:

1. виявлення проблеми;
2. оцінка її актуальності
3. визначення мети й обмежуючих зв'язків
4. визначення критеріїв
5. розкриття структури існуючої системи
6. визначення дефектних елементів існуючої системи, що обмежують одержання бажаного виходу
7. оцінка їхнього впливу на обумовлені критеріями виходу системи

8. визначення структури для побудови набору альтернатив
9. побудова набору альтернатив
10. оцінка альтернатив
11. вибір альтернатив для реалізації
12. визначення процесу реалізації
13. узгодження знайденого рішення
14. реалізація рішення
15. оцінка результатів реалізації рішення.

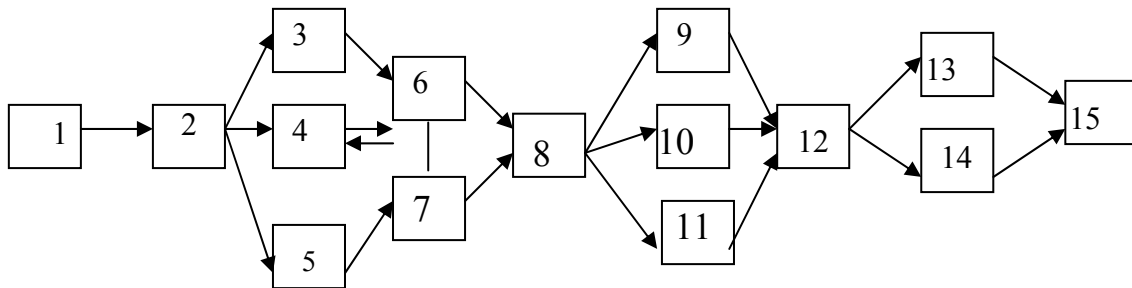


Рис.2.3 – Етапи вирішення нової проблеми

Реалізація нової можливості (п.2) проходить другим шляхом.

Можливість реалізується після серйозного аналізу ситуації, тільки вона з'явиться, й тільки в тому випадку, якщо оптимальне рішення містить у собі цю можливість.

Завдання системного аналізу:

- установлення елементарного складу системи;
- виявлення закону взаємозв'язків у системі, які надають їй цілісність, тобто нові властивості, що не зводяться до властивостей складових її елементів;
- визначення ступеня складності даної системи, що визначається числом ієрархічних рівнів складових її елементів (або підсистем), характером зв'язків між елементами. Координаційні зв'язки утворюють горизонтальний, а субординаційні - вертикальний зрізи системи;
- визначення ланки системи, на якій буде сконцентроване конкретне дослідження;
- порівняння даної системи з іншими, близькими до неї системами, для виявлення загальних законів структурної організації як буття, так і наукового пізнання.

Основні принципи системного аналізу:

1. Система є сукупністю зв'язаних спільністю існування (функціонування, поводження й т.д.) елементів, що як щось цілісне протистоїть своєму оточенню – середовищу.
2. Сукупність системоутворюючих зв'язків і характеристика їхніх типів приводять до понять структури й організації системи.

3. Зв'язки елементів у системі не є рівноцінними; відповідно до цього структура системи характеризується по горизонталі (зв'язки між однотипними, однопорядковими компонентами системи) і по вертикалі, що приводить до поняття різних рівнів системи і їхніх ієрархій.

Нормальне функціонування й розвиток системи забезпечується різноманітними по формах і «жорсткістю» способами зв'язків рівнів, за допомогою яких можна регулювати ієрархію системи.

СИСТЕМНА ПАРАДИГМА

При вирішенні проблем, пов'язаних із системами, розрізняють два підходи: поліпшення систем і проектування систем.

Поліпшення означає перетворення або зміну, що наближає систему до стандартних, або нормальних, умов роботи. При цьому передбачається, що система вже створена й порядок роботи її встановлений.

Процес проектування також включає перетворення й зміну, але відрізняється від поліпшення метою, масштабами, методологією й результатами.

Проектування — це творчий процес, що ставить під сумнів передумови, що лежать в основі старих форм; воно вимагає нового підходу, щоб одержати нові рішення.

Методи, використовувані для поліпшення систем, базуються на науковому методі, і їх називають **науковою парадигмою**.

(**Парадигма** (греч. *paradeigma*) - приклад, зразок, головний принцип - сукупність методологічних передумов, що визначають вибір проблем і є моделлю, зразком для рішення завдань).

Методи, застосовувані для проектування систем, мають основою теорію систем, і їх називають **системною парадигмою**.

Поліпшення системи — процес, що забезпечує роботу системи відповідно до очікувань (проект системи визначений і встановлений). У процесі поліпшення вирішуються наступні проблеми:

- система не відповідає поставленим цілям;
- система не забезпечує прогнозування результатів;
- система не працює так, як спочатку передбачалося.

Процес поліпшення систем характеризується наступними кроками:

1) визначається завдання й устанавлюється система й складові її підсистеми;

2) шляхом спостереження визначаються реальні стани, умови роботи або поведження систем;

3) реальні й очікувані умови роботи систем рівняються, щоб визначити ступінь відхилення (це припускає наявність стандарту або специфікації);

4) у рамках підсистем формулюються гіпотези щодо причин цього відхилення;

5) з відомих фактів методом дедукції робляться висновки, більша проблема розбивається на підпроблеми шляхом редукції.

Ці кроки є результатом застосування аналітичного методу (підходу). **Поліпшення системи здійснюється шляхом інтроспекції**, тобто ми йдемо усередину від системи до її елементів і виходимо з того, що рішення проблеми лежить у границях самої системи, тобто всі відхилення викликані дефектами в елементах системи, і їх можна пояснити специфічними причинами. Функції, призначення, структура й взаємодія з іншими системами при цьому під сумнів не ставляться.

Метод поліпшення систем надає обмежені можливості. Він заснований на пошуку рішення проблеми усередині системи без обліку її взаємозв'язків з іншими. Поліпшення роботи не є тривалими, особливо, якщо система складна. Часто метод заснований на помилкових передумовах і цілях, не враховує побічні ефекти, "зовнішні" (непрямі) витрати.

Проектування систем відрізняється від поліпшення систем вихідними посилками й використовуваними методами. Методологією проектування є системний підхід, заснований на наступних положеннях:

1) проблема визначається з урахуванням взаємозв'язку з більшими (супер) системами, у які входить розглянута система, і з якими вона зв'язана спільністю цілей;

2) цілі системи звичайно визначаються не в рамках підсистем, а їх варто розглядати у зв'язку з більшими системами або системою в цілому,

3) існуючі проекти варто оцінювати величиною витрат або ступенем відхилення системи від оптимального проекту;

4) оптимальний проект звичайно не можна одержати шляхом внесення невеликих змін в існуючі прийняті форми. Він заснований на плануванні, оцінці й прийнятті таких рішень, які припускають нові й позитивні зміни для системи в цілому;

5) системний підхід і системна парадигма засновані на таких методах міркувань, як індукція й синтез, які відрізняються від методів дедукції, аналізу й редукції, використовуваних при поліпшенні систем;

6) планування - процес, у якому планувальник бере на себе роль лідера. Планувальник повинен пропонувати рішення, які зм'якшують або навіть усувають, а не підсилюють небажані впливи й тенденції попередніх проектів систем.

Порівняння двох методологій наведено в табл. 1.

Дедукція (лат. deductio - виведення) - спосіб міркування від загального до частки.

Редукція (лат. reductio - відсунення назад, повернення) - метод приведення складного до більше простого, цілого до частини, відновлення початкового стану об'єкта по кінцевому.

Індукція (лат. inductio - наведення) - метод міркування від часткового до загального, від частин до цілого.

Синтез (греч. synthesis - з'єднання) - метод (процес) об'єднання частин у єдине ціле.

Таблиця 2.1.

Порівняння двох методологій: поліпшення систем і проектування систем.

Параметри порівняння	Поліпшення систем	Проектування систем
Умови роботи системи	Проект прийнятий (обраний)	Проект під сумнівом
Об'єкти дослідження	Субстанція, зміст, структура й причини	Структура й процес, метод
Парадигма	Аналіз системи й підсистем (аналітичний метод або наукова парадигма)	Мета й функція (системна парадигма)
Метод міркувань	Дедукція й редукція	Індукція й синтез
Результат	Поліпшення існуючої системи	Оптимізація системи
Методика	Визначення причин відхилень реальної роботи системи від запланованої	Визначення розходжень між реальним і оптимальним проектами
Основний акцент	Пояснення колишніх відхилень	Прогнозування майбутніх результатів
Підхід	Інтроспективний (від системи усередину)	Екстроспективний (від системи назовні)
Роль планувальника	Ведений: додержується існуючих тенденцій	Лідер: впливає на тенденції

Таким чином, **основна відмінність двох методологій** полягає в тому, що метод поліпшення приводить до частих, обмежених, короткострокових рішень, тому що не враховує вплив, що збурюючу дію зовнішніх систем (оточення), у результаті конфлікт системи з оточенням зростає.

Метод системного проектування, навпаки, дозволяє одержати оптимальне, довгострокове рішення, тому що враховує вплив зовнішніх систем, у результаті досягається гармонія системи з оточенням.

Застосування системного підходу дає можливість сформувати відповідно до ієрархії цілей ієрархічно впорядковану сукупність взаємозалежних об'єктів для даної предметної області. Крім того, застосування системного підходу дозволяє виділити відносно незалежні

(максимальні) у цільовому відношенні системи з розглянутої сукупності й аналізувати їх з погляду побудови "ідеальної" системи або системи, оптимальної для досягнення поставлених цілей.

Тема 4. ДЕКОМПОЗИЦІЯ Й АГРЕГУВАННЯ СИСТЕМ

Розкладання системи на частини називається **декомпозицією**. Зворотна їй процедура складання системи з окремих частин називається **агрегуванням**. Декомпозиція є необхідною процедурою при рішенні проблем пов'язаних із системами, зокрема при аналізі й синтезі систем. Агрегування використовується при проектуванні систем, а також у завданнях прийняття рішень.

1 Декомпозиція систем

При декомпозиції сукупність складових частин утворює так зване **дерево цілей** (дерево рішень, ієрархічне дерево).

Основна проблема, що виникає при декомпозиції системи - повнота відповідного дерева цілей. З однієї сторони, дерево повинне бути досить повним для досягнення мети аналізу, з іншого боку - простим, доступним для огляду, зручним для використання, Ступінь деталізації визначається цілями аналізу. Наприклад, при діагностуванні системи (автомобіля) ступінь деталізації повинна бути вище, ніж при рішенні завдання конструювання нової системи. Дерево повинне бути по можливості компактним з погляду мети аналізу. Розміри «ушир» визначаються числом елементів на кожному рівні, а «углиб» - числом рівнів.

Процес декомпозиції заснований на вивченні системи і є неформальною процедурою, на яку впливають симпатії експерта, його рівень інформованості, стиль мислення т.п.

При виділенні елементів одного рівня варто використовувати наступні принципи:

- **принцип істотності** (включаються елементи, істотні для даного рівня) - мети аналізу;
- **принцип однорідності** (включаються елементи, що мають однакову важливість стосовно мети аналізу даного рівня);
- **принцип незалежності** (елементи одного рівня повинні бути взаємно незалежні).

Процес розбивки є *ітеративним*.

Ітеративний підхід (англ. iteration — повторення) — виконання робіт паралельно з безперервним аналізом отриманих результатів і коректуванням попередніх, акцент зусиль на найбільш важливі й критичні напрямки проекту;

Якщо в експерта знань недостатньо, то вводиться елемент «все інше», що надалі деталізується. Перевірка однорідності елементів даного рівня може бути проведена на наступних (більше низьких) рівнях аналізу: число елементів на більше низькому рівні, що замикаються на елемент більше

високого рівня, повинне бути приблизно однаковим для всіх елементів більше високого рівня.

При визначенні розмірів дерева «углиб» тобто числа рівнів, істотним є те, наскільки зростає корисна інформація про систему, необхідна для досягнення цілей аналізу й наскільки вона точна. Більше високий рівень має більший ступінь спільності в порівнянні з більше низьким (по відношенню включення, відповідності, узгодження). У деяких випадках при виділенні рівнів вдається використовувати головний критерій, наприклад: ефективність, витрати, час і т.п.

Декомпозиція звичайно закінчується при досягненні так званого елементарного рівня, тобто рівня елементів, які нема рації піддавати подальшому розкладанню (декомпозиції).

У неформалізованих завданнях «елементарність» перевіряється експертом. Слід зазначити, що декомпозиційне дерево не є однозначним і залежить від цілей аналізу. Наприклад, така система, як людина може бути розглянута на різних рівнях: анатомічному, фізіологічному, соматичному, психічному й т.п., при цьому будуть виходити різні декомпозиційні схеми. Ступінь деталізації дерева залежить від ступеня інформованості експерта, тобто рівня знань, якими володіє конкретний експерт, а також від загального рівня в даній предметній області.

Алгоритм декомпозиції включає наступні кроки:

- Визначення об'єкта аналізу і його вивчення;
- Визначення цілей аналізу;
- Побудова моделі системи у вигляді фрейму;
- Перевірка елементів рівня на однорідність, істотність, взаємозалежність;
- Перевірка числа рівнів на достатність;
- Перевірка схеми на придатність для рішення поставленого завдання.

Фрейм - це структура (модель), що представляє даний об'єкт (ситуацію, поняття) і враховує його характерні риси. Наприклад, якщо вимовити слово «лабораторія» або «бібліотека», в пам'яті виникає відповідне подання, що містить характерні деталі цих понять, це і є фрейм. При його побудові використовуються відносини: бути елементом класу; становити частину, мати властивість, бути наслідком і т.п. із вказівкою оцінки важливості елементів одного рівня. Якщо схема дуже детальна, то на нижніх рівнях можна одержати семантичну мережу через існуючі в реальному світі багатозначності взаємозв'язків об'єктів.

Чи варто далі деталізувати - це питання витрат і досягнення цілей аналізу. Звичайне дерево будується для вибору якихось варіантів. Тому ступінь деталізації повинна бути такою, щоб можна було вибрати необхідне (припустиме) рішення при певних ресурсних обмеженнях (у змісті витрат, ефективності, часу й т.п.). Коли рішення обране, воно може уточнюватися.

Сильно деталізовані рішення годяться скоріше для реалізації, чим для пошуку нових варіантів.

Корисним прийомом є **морфологічний аналіз** (морфологія - вчення про форму), що запропонований швейцарським астрономом Фрицем Цвіккі в 1942р. Він складається в розробці докладної класифікації варіантів по різних зрізах, наприклад, по об'єктах застосування, по характеру використовуваних методів і т.п. Потім складається морфологічна таблиця, що комбінує ці вузлові моменти один з одним. Далі таблиця конкретизується й з'ясовується, чи є для кожної комбінації розумні варіанти рішень.

При оцінці техніко-економічних і організаційних рішень у промисловості й економіці застосовуються критерії ефективності, витрат, часу, щоб з їхнього зіставлення вивести рішення. У загальному випадку враховуються й інші типи критеріїв, наприклад, політичні, економічні, технологічні, організаційні, екологічні, естетичні й т.п., що залежить від характеру досліджуваної системи.

У таблиці 2 наведені деякі із критеріїв.

Може виявитися корисним також позначення рівнів більше загальними поняттями наступного виду: рівень А - стратегії рішень; В - класи (групи) методів; Б - методи; Е - варіанти рішень;

Можливі й інші позначення для рівнів. Наприклад, при декомпозиції системи: мети системи > функціональні підсистеми > завдання підсистем > процеси > операції.

При побудові дерева оцінок використовуються наступні інтегратори: мети > критерії їхнього досягнення > групи властивостей > показники > вимірювані величини й параметри.

Узагальнені назви рівнів визначаються характером розв'язуваного завдання.

Таблиця 2.2

Типи критеріїв прийняття рішень

Тип критеріїв	Різновиду критеріїв	Приклади
Технічні	Придатність, надійність, міцність	Зносостійкість, довговічність
Техніко-економічні	Потужність, продуктивність, економічність, тимчасові витрати й інвестиції, експлуатаційні витрати, енергоємність, основні фонди, оборотні фонди	Споживана потужність, установлена потужність
Соціальні	Юридичні норми, людський фактор, політичні наслідки, життєвий рівень, можливість	Таємність, відношення до людського достоїнства, захист миру, чистий дохід, допомога

	підвищення кваліфікації, державна допомога, соціальні умови праці	багатодітним родинам, «клімат» у трудовому колективі
Психологічні	Навички керівництва, персональні особливості, поводження в колективі	Готовність до ризику, порядність, комунікабельність
Естетичні	Привабливість, доцільність, дієвість реклами	Дизайн виробу, колір виробу

Тема 2.4. ОСНОВНІ ТЕХНОЛОГІЧНІ СХЕМИ ХІМІЧНОГО ВИРОБНИЦТВА

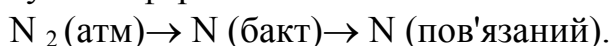
ВИРОБНИЦТВО АМІАКУ

Проблема зв'язаного азоту. Потреби народного господарства у сполуках азоту.

З'єднання азоту мають виняткове значення для різних галузей промисловості та сільського господарства. Їх споживають виробництва азотної кислоти, різноманітних мінеральних добрив, полімерних матеріалів, вибухових речовин та ракетних палив, барвників, фармацевтичних препаратів.

Азот належить до досить поширених хімічних елементів, та його зміст у різних сферах Землі коливається у межах. Так, якщо кларк азоту (% мас.) для планети загалом становить 0,01, для земної кори дорівнює 0,04, то атмосфери він становить 75,5. Форми існування азоту у земній корі дуже різноманітні. Він входить до складу різних мінералів, міститься в кам'яному куті, нафті та інших видах викопного палива. Найважливіше значення має азот життя на Землі, будучи однією з елементів, які входять до складу білкових структур, без яких неможливе існування живої клітини.

Основним природним джерелом азоту є атмосфера. Маса азоту в ній становить $4 \cdot 10^{15}$ тонн, що відповідає $8 \cdot 10^4$ тонн на кожен гектар суші. Однак, газоподібний молекулярний азот є однією з найстійкіших хімічних речовин. Енергія зв'язку в молекулі азоту дорівнює 940,5 кДж/моль. У розрахунку на атом азот має одну з найвищих ентропій, саме тому елементарний азот є нереакційноздатним. У природних умовах лише незначна кількість атмосферного азоту переходить у біологічно засвоювану форму в результаті грозових розрядів за реакцією: $N_2 + O_2 = 2 NO$ або безпосередньо фіксується обмеженими видами рослин у формі амінокислот в ході фотосинтезу, що каталізується ферментами:



Більшість організмів (вищі рослини та тварини) засвоюють азот у вигляді його сполук зі ступенем окислення -3 і не можуть використовувати

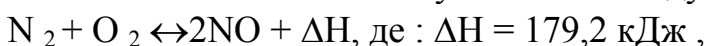
азот атмосфери. Теж відноситься і до використання сполук азоту у промисловості.

Швидкість переведення атмосферного азоту у стан, у якому може бути засвоєний чи реалізований, у природних процесах дуже мала. У середньому половина необхідного життя азоту повертається через атмосферу за 10^8 років, тоді як кисню цей період становить 3000 років, а вуглецю всього 100 років. У той же час організація сучасного культурного землеробства пов'язана з безперервним винесенням «засвоюваного» азоту з посівних площ, що досягає 88 млн. тонн на рік, а це 90% азоту, необхідного для харчування рослин. Тому першочергове завдання – безперервне поповнення запасів азоту у ґрунті у засвоюваної рослинами формі, тобто його сполук. До кінця ХІХ століття джерелом подібного «пов'язаного» азоту служили природні добрива і лише незначною мірою природні солі – нітрати натрію та калію, запаси яких у природі дуже обмежені. Збільшення масштабів культурного землеробства та потреби промисловості в різноманітних сполуках азоту зажадали розробки промислових способів отримання цих сполук, тобто способів «зв'язування» атмосферного азоту.

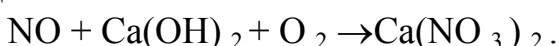
Методи зв'язування атмосферного азоту

Висока ентропія атома азоту зумовила спеціальний технологічний режим проведення процесів з участю атмосферного азоту; застосування високих температур, високих тисків та специфічних каталізаторів. На початку ХХ століття майже одночасно були розроблені три технічні методи синтезу сполук з молекулярного азоту: дуговий, ціанамідний та аміачний.

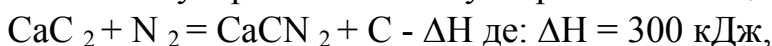
1. В основі дугового методу лежить ендотермічна реакція прямого окислення азоту киснем повітря, що протікає при температурі близько $3000\text{ }^{\circ}\text{C}$ в полум'ї вольтової дуги:



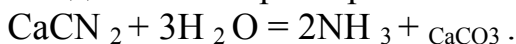
з наступним доокисленням оксиду азоту (ІІ) та отриманням нітрату кальцію:



2. Ціанамідний метод заснований на здатності тонкоподрібненого карбїду кальцію реагувати при температурі близько $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ молекулярним азотом з утворенням кальційціанамїду:



з подальшим перетворенням кальційціанамїду на амїак:



3. Амїачний метод, в основі якого лежить реакція взаємодїї азоту та водню:



Енергетично найвигідніший амїачний метод фіксації, як і зумовило його широке промислове використання.

Одержання амїаку. Загальні відомості.

Аміак є найважливішим і практично єдиним з'єднанням азоту, виробленим у промислових масштабах із азоту атмосфери. Таким чином, його слід розглядати як напівпродукт для отримання всіх інших сполук азоту.

Аміак NH_3 – безбарвний газ з різким запахом з температурою кипіння $-33,35^\circ\text{C}$ та температурою плавлення $-77,75^\circ\text{C}$. Аномально високі температури кипіння та плавлення аміаку пояснюються асоціацією його молекул внаслідок високої полярності їх та утворення водневих зв'язків. Критична температура аміаку дорівнює $132,4^\circ\text{C}$. Аміак добре розчинний у воді (750 літрів у літрі), обмежено розчинний в органічних розчинниках. Рідкий аміак розчиняє лужні та лужноземельні метали, фосфор, сірку, йод та багато неорганічних та органічних сполук. При температурах вище 1300°C аміак дисоціює на азот та водень. Сухий аміак утворює з повітрям вибухові суміші, межі вибуховості яких залежать від температури і при 18°C обмежені інтервалом вмісту аміаку в газовій суміші від 0,155 до 0,270 об. часткою. Ця особливість системи «аміак-повітря» враховується під час виробництва азотної кислоти окисленням аміаку, у якому сировиною є аміачно-повітряна суміш.

Області використання аміаку

Аміак – ключовий продукт для отримання численних азотовмісних речовин, що застосовуються в промисловості, сільському господарстві та побуті. На основі аміаку в даний час виробляються практично всі сполуки азоту, які використовуються як цільові продукти і напівпродукти неорганічної та органічної технології. На рис. 9 представлені основні напрямки використання аміаку у промисловості та сільському господарстві.

Світове виробництво аміаку становило 1980 року понад 90 млн. тонн. До утворення РФ біля СРСР було вироблено 1989 року 16,7 млн. т аміаку, значна частина якого експортувалася, переважно, через аміакопровід Тольятті – Одеса.

Промислові методи зв'язування атмосферного азоту виникли на початку ХХ століття і спиралися на лабораторні дослідження хіміків ХVІІІ – ХІХ ст. При цьому практично одночасно вивчалися всі три варіанти фіксації азоту атмосфери.

1. *Дуговий метод.* У 1785 році Г. Кавендіш поставив досліди щодо прямого окислення азоту повітря киснем під впливом електричних розрядів. 1814 року В.М. Каразін висунув ідею технічного методу виробництва селітри з повітря за допомогою «хмарної електричної сили», яка не була реалізована. Перша промислова установка окислення азоту киснем при пропусканні повітря через дугову електричну піч за методом Х. Біркеланда та С. Ейде була введена в дію у 1905 році в Норвегії. Товарним продуктом у ній був нітрат кальцію «норвезька селітра». У наступні роки подібні установки були побудовані в ряді країн і до 1925 виробництво норвезької селітри (у перерахунку на азот) досягло 35000 т / рік. Висока енергоємність методу

зробила його неконкурентоспроможним і на початку 30-х років виробництво норвезької селітри було скрізь припинено.

2. *Ціанамідний метод*. Розробка ціанамідного методу фіксації азоту була пов'язана з потребами в кальційціанаміді як мінеральному добриві. За цим методом, розробленим А. Франком і Н. Каро, в 1905 в Італії була побудована перша промислова установка. Виробництво кальційціанаміду досягло максимуму до 1940 року, коли на 36 установках у різних країнах було вироблено (в розрахунку на азот) 335 000 тонн цього продукту.

3. *Аміачний метод*. Теоретичні основи аміачного методу фіксації азоту були розроблені В. Рамзаєм і С. Юнгом (1884 – 1886), які встановили оборотність реакції синтезу та А. Ле-Шательє (1901), що вивчили вплив тиску на цю систему і взяв патент на отримання аміаку шляхом вибуху суміші азоту та водню. У період 1903 – 1910 р.р. стан системи «азот-водень» при різних тисках і температурах було докладно вивчено Ф. Габером, В. Нернстом, Г. Йостом та Р. Ле-Россіньоном. На основі цих досліджень у 1910 році був пущений перший дослідний реактор продуктивністю 1 тonna аміаку на добу, а в 1913 перший завод продуктивністю 25 т/добу. Подальший розвиток виробництва аміаку за цим методом йшов шляхом укрупнення установок та пошуків оптимального тиску та нових ефективних каталізаторів. Через війну продуктивність установок зросла до 800 – 1000 т/сутки, а загальноприйнятими системами стали системи середнього тиску. У 1928 році на Чорноріченському хімічному заводі було пущено першу установку з виробництва аміаку синтезом з азоту та водню на залізному каталізаторі під високим тиском (76 МПа) потужністю $7,5 \cdot 10^3$ т/рік. У період 1932 – 1940 р.р. на Березниківському хімічному заводі було освоєно виробництво аміаку за середнього тиску (30 МПа), причому продуктивність заводу ці роки зросла з 4900 до 100000 т/рік. 1933 року було введено в дію Горлівський завод продуктивністю 52000 т/рік, а 1938 року заводи у Дніпродзержинську та Кемерово продуктивністю 75000 т/рік кожен. До 1941 року на території СРСР діяло сім азотно-тукових заводів загальною продуктивністю понад 500 000 тонн аміаку на рік. У повоєнні роки поряд з відновленням підприємств азотної промисловості йшло інтенсивне будівництво нових заводів (Кіровокам, Лисичанськ, Руставі, Ново-Кемерово), удосконалення технологічних процесів синтезу, переорієнтація аміачного виробництва на нові види сировини. Одночасно безперервно зростала потужність колон синтезу аміаку. Сучасні установки мають потужність, досягнуту 1973 року (1360 т/сутки).

Сировина для виробництва аміаку

Сировиною у виробництві аміаку є азотоводородная суміш (АВС) стехіометричного складу $N_2 : H_2 = 1 : 3$. Так як ресурси атмосферного азоту практично невичерпні, сировинна база аміачного виробництва визначається другим компонентом суміші - воднем, який може бути отриманий розділенням газифікацією твердого палива, конверсією газу.

Структура сировинної бази виробництва аміаку змінювалася і зараз понад 90% аміаку виробляється на основі газу.

Азотоводородна суміш, незалежно від методу її отримання, містить домішки речовин, деякі з яких є каталітичними отрутами, що викликають як оборотне (кисень, оксиди вуглецю, пари води), так і незворотне (різні сполуки сірки та фосфору) отруєння каталізатора. З метою видалення цих речовин АВС піддається попередньому очищенню, методи та глибина якої залежать від їх природи та змісту, тобто від способу виробництва АВС. Зазвичай, АВС, одержувана конверсією газу, містить оксид вуглецю (IV), метан, аргон, сліди кисню і до 0,4% про. оксиду вуглецю (II).

Для очищення АВС у промисловості використовуються методи абсорбції рідкими поглиначами (мокрый метод) та адсорбції твердими поглиначами (сухий метод). При цьому процес очищення може проводитися на різних стадіях виробництва:

- вихідного газу перед подачею на конверсію;
- конвертованого газу для видалення з нього оксиду вуглецю (IV);
- азотоводородної суміші безпосередньо перед синтезом аміаку (тонке очищення АВС).

Тонка очищення АВС досягається хемосорбцією домішок рідкими реагентами і, остаточно, каталітичним гідруванням їх або промиванням АВС рідким азотом.

Для видалення оксиду вуглецю (IV) і сірководню АВС промивають у вежах з насадкою лужними реагентами, що утворюють з ними термічні нестійкі солі: водним розчином етаноламіну або гарячим, активованим добавкою діетаноламіну, розчином карбонату кальцію.

Оксид вуглецю (II) видаляють з АВС промиванням його мідноаміачним розчином ацетату міді.

Абсорбенти, що застосовуються для хемосорбції, утворюють з поглинаються з АВС нестійкі сполуки. Тому, при нагріванні їх розчинів і зниження тиску відбувається десорбція розчинених домішок, що дозволяє легко регенерувати абсорбент, повернути його в процес і забезпечити циклічність операції абсорбції.

Більш ефективним методом очищення АВС від оксиду вуглецю (II) є промивка АВС, що застосовується в сучасних установках, рідким азотом при -190°C , в процесі якої з неї видаляються, крім оксиду вуглецю (II), метан і аргон.

Остаточне очищення АВС досягається каталітичним гідруванням домішок, що отримало назву МЕТАНУВАННЯ або ПРЕДКАТАЛІЗУ. Цей процес проводиться в спеціальних установках метанування при температурі $250 - 300^{\circ}\text{C}$ і тиск близько 30 МПа на нікель-алюмінієвому каталізаторі ($\text{Ni} + \text{Al}_2\text{O}_3$). При цьому протікають екзотермічні реакції відновлення домішок кисневмісних до метану, який не є отрутою для залізного каталізатора, а вода конденсується при охолодженні очищеного газу і видаляється з нього.

Якщо в передкаталізі використовується залізний каталізатор, то в процесі гідрування також утворюється деяка кількість аміаку, в цьому випадку передкаталіз називається продукуванням.

Процес метанування простий, легко керований, а тепло, що виділяється за рахунок протікають екзотермічних реакцій гідрування, використовується в загальній енерготехнологічній схемі виробництва аміаку.

Технологічна схема виробництва аміаку

Визначальним параметром виробництва аміаку з азотоводородної суміші є тиск синтезу. Залежно від застосовуваного тиску, всі системи виробництва синтетичного аміаку діляться на:

- системи низького тиску (10 - 15 МПа),
- системи середнього тиску (25 - 60 МПа),
- системи високого тиску (60 – 100 МПа).

Методом математичного моделювання з використанням як критерій оптимізації економічних витрат на виробництво одиниці виробленої продукції було знайдено, що економічно найбільш вигідним є проведення процесу при середньому тиску. На стадіях компресії газу, синтезу аміаку та конденсації його з АВС капітальні та енергоматеріальні витрати з підвищенням тиску знижуються до певної межі. Оптимальним тиском є тиск 32 МПа. Подальше підвищення тиску не призводить до суттєвого зниження витрат, але ускладнює технологічну схему виробництва.

У системах середнього тиску забезпечується досить висока швидкість процесу, простота виділення аміаку з газової суміші, можливість одночасного отримання рідкого та газоподібного продуктів. Внаслідок цього у світовій та вітчизняній практиці найбільш поширені установки середнього тиску.

На рис. 10 наведено технологічну схему сучасного виробництва аміаку при середньому тиску продуктивністю 1360 т/добу. Режим її роботи характеризується такими параметрами:

- температура контактування 450 - 550 °С,
- тиск 32 МПа,
- об'ємна швидкість газової суміші $4 \cdot 10^4 \text{ м}^3/\text{м}^3 \cdot \text{год}$,
- склад азотоводородної суміші стехіометричний.

Суміш свіжої АВС і циркуляційного газу під тиском подається зі змішувача 3 конденсаційну колону 4, де з циркуляційного газу конденсується частина аміаку, звідки надходить в колону синтезу 1. Виходить з колони газ, що містить до 0,2 об. дол. аміаку направляється у водяний холодильник-конденсатор 2 і потім газовідділювач 5, де з нього відокремлюється рідкий аміак. Газ після компресора 8 змішується зі свіжою АВС і направляється спочатку в конденсаційну колону 4, а потім у випарник рідкого аміаку 6, де при охолодженні до $-20 \text{ }^\circ\text{C}$ також конденсується більша частина аміаку. Потім циркуляційний газ, що містить близько 0,03 про. дол. Аміаку, надходить у колону синтезу 1. У випарнику 6, одночасно з охолодженням

циркуляційного газу і конденсацією аміаку, що міститься в ньому, відбувається випаровування рідкого аміаку з утворенням товарного газоподібного продукту.

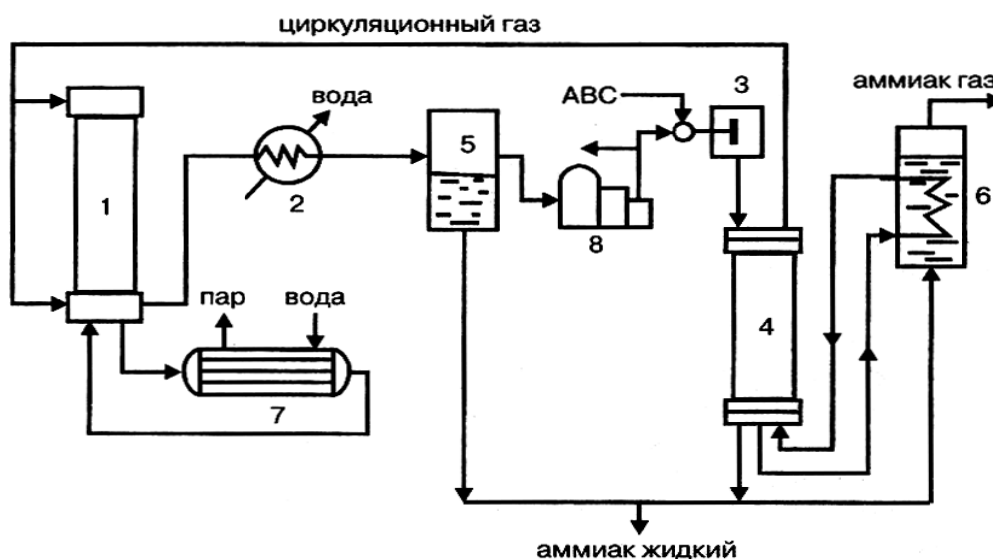


Рис.2.4 – Технологічна схема виробництва аміаку: 1 – колона синтезу, 2– водяний конденсатор, 3– змішувач свіжої АВС та циркуляційного газу, 4 – конденсаційна колона, 5– газовідділювач, 6– випарник рідкого аміаку, 7 виносний теплообмінник (котел-утилізатор), 8–турбоциркуляційний компресор

Основний апарат технологічної схеми – колона синтезу, що є реактором РВВ-Н. Колона складається з корпусу та насадки різного пристрою, що включає каталізаторну коробку з розміщеною в ній контактною масою, та систему теплообмінних труб. Для процесу синтезу аміаку важливе значення має оптимальний температурний режим. Для забезпечення максимальної швидкості синтезу процес слід починати при високій температурі і зі збільшенням ступеня перетворення знижувати її відповідно до лінії оптимальних температур (ЛОТ). Регулювання температури та забезпечення автотермічності процесу забезпечується за допомогою теплообмінників, розташованих у шарі контактної маси і додатково подачею частини холодної АВС в контактну масу, минаючи теплообмінник.

Для захисту корпусу колони від дії високих температур, що сприяють дифузії водню в сталь та її руйнуванню, холодна АВС, що надходить у колону, перш ніж пройти в каталізаторну коробку, проходить спочатку кільцевим простором між корпусом і насадкою, безперервно омиваючи стінки колони і охолоджуючи їх.

У промисловості випускаються два сорти (перший та другий) рідкого аміаку та водний розчин його (аміачна вода). Згідно з ГОСТ 6221-75 аміак першого сорту повинен містити не менше 99,9% та другого сорту не менше

99,6% NH₃. Аміак 1-го сорту застосовується як холодоагент у холодильних машинах та мінерального добрива, 2-го сорту використовується у виробництві азотної кислоти.

Аміачна вода (ГОСТ 9-77) випускається з вмістом аміаку не менше 25% і виходить поглинанням газоподібного аміаку водою, звільненою від кисню та солей кальцію та магнію.

ТЕХНОЛОГІЧНА СХЕМА ВИРОБНИЦТВА ШАМОТУ КУСКОВОГО

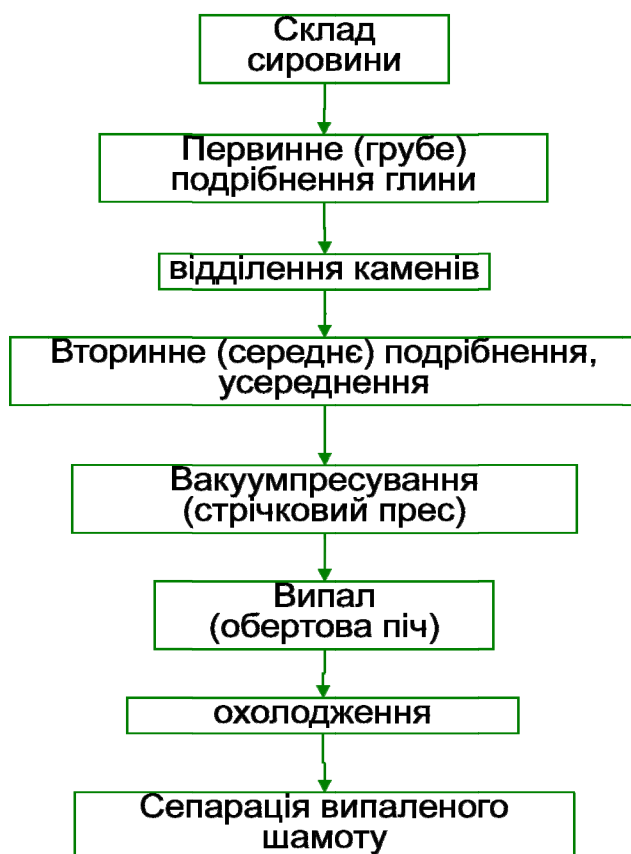


СХЕМА ВИРОБНИЦТВА ЧЕРВОНОЇ БУДІВЕЛЬНОЇ ЦЕГЛИ

СХЕМА ВИРОБНИЦТВА ШАМОТНОГО УЛЬТРАЛЕГКОВАГУ

СХЕМА ВИРОБНИЦТВА СКЛЯНИХ ВИРОБІВ