

Міністерство освіти і науки України
ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ "ОДЕСЬКА ПОЛІТЕХНІКА"
Хіміко-технологічний факультет

КОНСПЕКТ ЛЕКЦІЙ
з дисципліни
"ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ"
Частина 2. Теплообмінні та масообмінні процеси
для здобувачів вищої освіти за спеціальністю
161 – Хімічні технології та інженерія

Затверджено на засіданні кафедри ТНРЕ
Протокол №11 від 24.05.2021 р.

Конспект лекцій з дисципліни "Процеси та апарати хімічних виробництв". Частина 2. Теплообмінні та масообмінні процеси. для здобувачів вищої освіти за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія / Уклад.: І.В. Дмитренко, Л.В. Тимошевська. Держ. ун-т "Одеська політехніка". – Одеса, 2021. – 66 с.

Укладач: Дмитренко І.В., к.т.н.
Тимошевська Л.В., к.т.н

*І.В. Дмитренко, Л.В. Тимошевська. 161 – Хімічні технології та інженерія. **Конспект лекцій з дисципліни "Процеси та апарати хімічних виробництв". Частина 2. Теплообмінні та масообмінні процеси.** В конспекті лекцій наведені короткі теоретичні відомості, основні закони та розрахункові формули з основ розрахунку теплових та масообмінних процесів для здобувачів першого (бакалаврського) рівня вищої освіти за спеціальністю 161 – Хімічні технології та інженерія.*

ЗМІСТ

Лекція 23. Загальна характеристика процесів в хімічній технології. Класифікація теплових процесів. Основні поняття. Способи передачі тепла: теплопровідність, конвекція, випромінювання.....	4
Лекція 24. Передача тепла теплопровідністю. Диференціальне рівняння теплопровідності Фур'є. Теплопровідність плоскої стінки, багат шарової стінки, циліндричної стінки, багат шарової циліндричної стінки	7
Лекція 25. Передача тепла випромінюванням. Основні закони. Променевий теплообмін	12
Лекція 26. Конвективний теплообмін. Закон Ньютона-Рихмана. Диференціальне рівняння конвективного теплообміну	16
Лекція 27. Теорія подоби процесів тепломасопередачі. Безрозмірні комплекси. Обробка результатів експерименту. Теорема подоби. Знаходження коефіцієнта тепловіддачі α	19
Лекція 28. Складний теплообмін. Основне рівняння теплопередачі. Теплопередача через плоску, циліндричну одношарову і багат шарову стінки. Інтенсифікація теплових процесів. Рушійна сила теплових процесів	24
Лекція 29. Теплообмінні апарати: класифікація, конструкції, розрахунок основних параметрів	29
Лекція 30. Основи процесу випарювання. Методи випарювання. Основні величини, що характеризують роботу випарного апарата	33
Лекція 31. Удосконалювання техніки випарювання. Розрахунки випарної установки. Розрахунок багатокорпусних випарних установок. Конденсація. Устрій та розрахунок барометричного конденсатора	36
Лекція 32. Масообмінні процеси. Класифікація. Механізм масопередачі. Основні закони. Основне рівняння масопередачі. Залежність між коефіцієнтами масопередачі і масовіддачі.	41
Лекція 33. Подоба процесів масопередачі. Концентраційна рівновага. Лінія рівноваги. Матеріальний баланс масообмінних процесів. Робоча і рівноважна лінії процесів масообміну. Розрахунок рушійної сили процесів масопередачі.	45
Лекція 34. Фізичні основи процесу абсорбції. Матеріальний і тепловий баланс. Робоча лінія процесу абсорбції. Типи абсорбційних апаратів. Десорбція.	49
Лекція 35. Адсорбція. Рівновага між фазами. Матеріальний баланс. Екстракція. Матеріальний баланс. Робоча лінія.	52
Лекція 36. Перегонка рідинних сумішей, дистиляція і ректифікація. Фізичні основи процесів. Діаграми $t-x-y$ і $t-x$. Матеріальний баланс ректифікації. Мінімальне та робоче флегмове число. Тепловий баланс. Види ректифікації.....	58
Лекція 37. Способи сушіння. Основи процесу сушіння. Матеріальний і тепловий баланс сушіння. Кристалізація.	62

Семестровий модуль 3. Теоретичні основи теплових процесів. Закони передачі тепла

Передачу тепла від поверхні твердого тіла в рідку або газоподібне середовище називають тепловіддачею. Так само називають і процес протилежної спрямованості, коли тепло віддається від теплоносія в стінку, тобто процес тепловіддачі. Тепловіддача – явище складне. У тонкому шарі, що безпосередньо стикається з поверхнею тіла, тепло передається теплопровідністю. У шарах досить вилучених від поверхні відбувається конвективний теплообмін. Інтенсивність тепловіддачі залежить від багатьох факторів, а в основному від властивостей і особливостей плинності теплоносія.

Лекція 23. Загальна характеристика процесів в хімічній технології. Класифікація теплових процесів. Основні поняття. Способи передачі тепла: теплопровідність, конвекція, випромінювання

Загальна характеристика. Класифікація процесів

Перенос тепла від однієї рідкої або газоподібного середовища в іншу таку ж середовище через поділяючу їхню тверду стінку називають *теплопередачею*. Зрозуміло, що теплопередача – це ще більш складний процес. Він включає дві тепловіддачі (по обидва боки стінки) і теплопровідність через стінку.

Закони теплопередачі лежать в основі теплових процесів: нагрівання, охолодження, конденсації пар, випарювання, а також мають велике значення для проведення багатьох массообмінних процесів (процеси перегонки, сушіння й ін.), а також хімічних процесів, що перебігають із підведенням або відводом тепла.

Теплові процеси поділяють на такі різновидності:

1. Процеси, що відбуваються без зміни агрегатного стану:
 - нагрівання (підвищення температури матеріалу способом підводу тепла);
 - охолодження (зниження температури матеріалу способом відводу тепла).
2. Процеси, що відбуваються із зміною агрегатного стану:
 - конденсація (зрідження пари якої-небудь речовини способом відводу із неї тепла);
 - пароутворення або випаровування (переведення у пароподібний стан якої-небудь рідини способом підводу до неї тепла).

Основні поняття

Перенос енергії у формі тепла, що відбувається між тілами, що мають різну температуру, називається *теплообміном* і являє собою обмін енергією між молекулами, атомами й вільними електронами; у результаті теплообміну інтенсивність руху часток більш нагрітого тіла знижується, а менш нагрітого зростає. Мірою теплообміну вважають кількість переданої теплоти.

Рушійною силою будь-якого процесу теплообміну є *різниця температур* більш нагрітого й менш нагрітого тіл, при наявності якої тепло мимовільне, у відповідності із другим законом термодинаміки, переходить від більш нагрітого до менш нагрітого тіла.

Тіла, що брати участь у теплообміні, називаються *теплоносіями*. Речовину з вищою температурою, яка у процесі теплообміну віддає теплоту, називають гарячим теплоносієм, а речовину з нижчою температурою, яка сприймає теплоту, — холодним теплоносієм. Як гарячі теплоносії в промисловості найчастіше використовують водяну пару, гарячу воду, нагріте повітря, димові гази, розсіл, вуглекислоту, аміак і фреони.

Сукупність усіх миттєвих значень температур для кожної крапки досліджуваного простору називають *температурним полем* (Сукупність усіх значень температури в тілі називають *температурним полем*).

Математично температурне поле описується залежністю температур від трьох просторових координат і від часу (*нестационарне тримірне T. П.*):

$$t = f(x, y, z, \tau),$$

де функція f описує зв'язок між температурою t , просторовими координатами точки x, y, z і часом τ .

Такі поля характерні для машин і агрегатів циклічної дії, а *стаціонарні поля* – для устаткування з безперервним виробничим процесом.

Температурне поле у разі сталого режиму роботи устаткування (коли навантаження, витрати, напори й т.п. тривалий час залишаються постійними) характеризується постійністю у часі і за температурою в окремих крапках простору. Таке *температурне поле* називають *стаціонарним Т.П.*:

$$t = f(x, y, z).$$

Залежно від форми тіла й напрямку теплообміну *температурні поля* можуть бути плоскими або одномірними:

$$t = f(x, y), t = f(x).$$

У будь-якому температурному полі є точки з однакою температурою. Якщо подумки об'єднати їх між собою, то одержимо *ізотермічну поверхню*.

Перетин такої поверхні площиною дає лінію, яку називають *ізотермою*.

Різницю температур між двома точками простору, що лежать на різних ізотермах, називають *температурним напором*:

$$\Delta t = t_{\text{гор}} - t_{\text{хол}},$$

де $t_{\text{гор}}$ і $t_{\text{хол}}$ – температури в гарячій і в холодній точках.

Графічно температурне поле зображують за допомогою ізотермічних поверхонь, що з'єднують усі точки поля з однакою температурою, а для двомірного поля — за допомогою сімейства ізотерм.

Отже, сукупність усіх значень температури в тілі; або ж геометричне місце точок, що мають однакою температуру, називають *ізотермічною поверхнею*. Ці поверхні не перетинаються й закінчуються або усередині тіла, або на його поверхні. Отже, температура в тілі змінюється лише в напрямку, що перетинає ізотерми. При цьому найбільш сильна зміна виходить у напрямку нормалі до ізотерм (рис. 23.1).

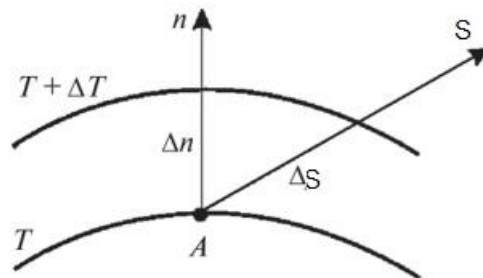


Рис. 23.1 – До визначення температурного градієнту

Розглянемо дві близькі ізотермічні поверхні з температурами T і $(T + \Delta T)$. Переміщаючись із будь-якої т.А, можна виявити, що інтенсивність зміни температури по різних напрямках неоднакова. Якщо переміщатися по ізотермній поверхні, то зміни температури не виявимо. Якщо ж переміщатися уздовж якогось-небудь напрямку S , то буде спостерігатися зміна температури. Найбільшу різницю температур на одиницю довжини будемо спостерігати в напрямку нормалі до ізотермної поверхні.

Межа відносини зміни температури ΔT до відстані між ізотермами по нормалі Δn , коли Δn прагне до нуля, називають *градієнтом температури*, який має розмірність [град/м, °С/м]:

$$\text{grad } t = \lim_{\Delta n \rightarrow 0} \frac{\Delta t}{\Delta n} = \frac{\partial t}{\partial n}.$$

Отже, швидкість зміни температури уздовж певного напрямку характеризує градієнт температури.

Гradient температури є *вектор*, спрямований по нормалі до ізотермної поверхні у бік зростання температури й *чисельно дорівнює* частинній похідній від температури по цьому напрямку. Цей gradient є *вектором*, напрямком якого відповідає підвищенню температури. Значення температурного gradienta визначає найбільшу швидкість зміни температури в даній крапці температурного поля.

Властивості температурного gradienta:

- потік тепла може виникнути тільки за умови, що температурний gradient не дорівнює нулю;
- переміщення тепла завжди відбувається по лінії температурного gradienta, але спрямоване у бік, протилежну цьому gradientу;
- перенесення тепла відбувається в напрямку спаду температури й пропорційний температурному gradientу зі зворотним знаком, тобто кількість, тепла, передане через одиницю поверхні в одиницю часу;
- за позитивний напрямок gradienta ухвалюється напрямок зростання температур;
- відстань між ізотермами назад пропорційно gradientу температури; при цьому скалярному T . П. відповідає векторне поле gradientів температури.
- так як gradient температури – вектор, спрямований по нормалі до ізотермічної поверхні у бік зростання температури, і чисельно дорівнює похідній по даному напрямку, [K/m]; і тому що поле температурного gradienta векторне, то символічний вектор gradienta:

$$\nabla T = \left(\frac{\partial T}{\partial x} \right) \bar{i} + \left(\frac{\partial T}{\partial y} \right) \bar{j} + \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) \bar{k},$$

де $\left(\frac{\partial T}{\partial x} \right)$, $\left(\frac{\partial T}{\partial y} \right)$, $\left(\frac{\partial T}{\partial z} \right)$ – координати gradienta,

\bar{i} , \bar{j} , \bar{k} – одиничні вектори, що мають напрямок координатних осей.

Самостійно теплова енергія переноситься тільки у бік убули температури. Кількість стерпного тепла в одиницю часу називають *тепловим потоком* Q (Дж/ч).

Тепловий потік через одиницю площі перетину або поверхні F (м²) називається *питомим тепловим потоком* або *тепловим навантаженням* перетину або поверхні нагрівання q (Дж/м²×ч):

$$q = \frac{Q}{F}.$$

Способи передачі тепла: теплопровідність, конвекція, випромінювання

Розрізняють три принципово різні елементарні (найпростіших, не пояснених іншими механізмами) *форми теплообміну*: теплопровідність, конвекція й теплове випромінювання. Усілякі комбінації тільки цих трьох елементарних механізмів і створюють уся різноманітність конкретних процесів теплообміну, що зустрічаються на практиці.

Теплопровідність являє собою перенос тепла в результаті безладного теплового руху мікрочастинок безпосередньо дотичних один з одним (це може бути рух самих молекул (гази, краплинні рідини), або коливання атомів (у кристалічних ґратах твердих тіл), або дифузія вільних електронів (у металах). Це так званий молекулярний спосіб переносу теплової енергії, який може здійснюватися в будь-яких термічно нерівновазі (тобто різні температури, що мають) тілах або системах тел.

Конвекцією називається перенос тепла внаслідок руху й перемішування макроскопічних обсягів газу або рідини. Перенос тепла можливий в умовах природної (вільної) конвекції, обумовленою різницею плотностей у різних крапках обсягу рідини (газу), що виникає внаслідок різниці температур у цих крапках або в умовах змушеної конвекції, тобто при переміщенні по-різному нагрітих обсягів рідини під дією якого-небудь стороннього джерела руху (насоса, вентилятора, компресора, у випадку перемішування її мішалкою).

Теплове випромінювання – це процес поширення електромагнітних коливань із різною довжиною хвиль, обумовлений тепловим рухом атомів або молекул випромінюючого тіла.

Усі тіла здатні випромінювати енергію, яка поглинається іншими тілами й знову перетворюється в тепло. Кількість тепла, переданого випромінюванням, залежить від властивості випромінюючого тіла і його температури й не залежить від температури навколишніх тел. У загальному випадку тепловий потік, що попадає на тіло, частково поглинається, частково відбивається й частково проходить крізь тіло.

Одночасна сукупна дія всіх трьох елементарних форм теплопереносу називають *складним теплообміном*. Практично завжди можна виявити всі три форми й говорити про складний теплообмін. Однак дуже часто в загальному тепловому балансі роль тієї або іншої складової досить невелика, і тоді процесам дають особливі, спеціальні назви. При невисоких температурах звичайно зневажають впливом теплового випромінювання, а в деяких навіть і вільною конвекцією.

Питання до лекції 23

- 23.1 Прокласифікуйте теплові процеси
- 23.2 Надайте визначення рушійної сили теплового процесу
- 23.3 Надайте визначення температурному градієнту
- 23.4 Назвіть основні способи передачі тепла

Лекція 24. Передача тепла теплопровідністю. Диференціальне рівняння теплопровідності Фур'є. Теплопровідність плоскої стінки, багатшарової стінки, циліндричної стінки, багатшарової циліндричної стінки

Теплопровідністю називається процес переносу теплової енергії від більш нагрітих ділянок тіла до менш нагрітих у результаті теплового руху й взаємодії мікрочастинок, у результаті чого температура тіла вирівнюється. У чистому виді цей процес можливий лише в однорідних твердих тілах. Будь-які процеси теплообміну завжди супроводжуються зміною температури в просторі й у часі.

В процесі передачі тепла теплопровідності кількість переданого тепла пропорційно температурному градієнту й площі перетину, перпендикулярного напрямку поширення тепла, тобто:

$$Q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} F.$$

Якщо ж кількість переданого тепла віднести до одиниці площі перетину й одиниці часу, то вище зазначене вираження (через питомий тепловий потік q) можна записати в такий спосіб:

$$q = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} = -\lambda \cdot \text{grad } t,$$

що є математичним вираженням основного закону поширення тепла шляхом теплопровідності – закону Фур'є.

Закон говорить, що кількість теплоти dQ , передане теплопровідністю, пропорційно градієнту температури $\frac{\partial t}{\partial n}$, часу $d\tau$ й площі перетину df , перпендикулярного напрямку теплового потоку:

$$dQ = -\lambda \frac{\partial t}{\partial n} dF d\tau,$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності середовища, Вт/(м·°С).

Коефіцієнт теплопровідності λ характеризує собою здатність речовини (середовища) проводити тепло:

$$\lambda = -\frac{q}{\text{grad } t} = \frac{Q/F\tau}{\Delta t/\Delta n}.$$

Фізичне значення коефіцієнта теплопровідності визначає собою кількість тепла, яка

проходить в одиницю часу (ч) через одиницю поверхні (м²) при спаді температури в 1 (один) градус на один метр шляху теплового потоку.

Для різних речовин коефіцієнт теплопровідності різний і залежить від їхньої природи й агрегатного стану (структури, питомої ваги, вологості), температури й тиску. Його значення визначаються на основі експериментальних даних, по яких складаються довідники.

Диференціальне рівняння теплопровідності Фур'є

Для визначення кількості переданого тепла (за законом Фур'є) необхідно знати коефіцієнт теплопровідності матеріалу й значення градієнта температури, і розподіл температур. Розподіл температур просто можна зробити тільки для тіл простої форми. У загальному випадку розподіл температур можна одержати лише в результаті розв'язку спец. диф. ур. теплопровідності.

Згідно із законом збереження енергії зміна тепломісткості будь-якого елемента обсягу в тілі за будь-який проміжок часу дорівнює сумі кількостей тепла, підведеного шляхом теплопровідності й виниклого за рахунок внутрішніх джерел тепла, тобто

$$\Delta Q_1 = \Delta Q_2 + \Delta Q_3,$$

де $\Delta Q_1 = c\gamma \frac{\partial t}{\partial \tau} dV d\tau$ – кількість тепла, витрачене на збільшення тепломісткості тіла в обсязі dV за час $d\tau$;

$\Delta Q_2 = \lambda \nabla^2 t dV d\tau$ – кількість тепла, підведене до обсягу dV тіла за час $d\tau$ шляхом теплопровідності;

$\Delta Q_3 = q_0 dV d\tau$ – кількість тепла, що виникло в обсязі dV тіла за час $d\tau$, а q_0 – продуктивність внутрішніх джерел тепла.

В основу висновку покладений закон збереження енергії, згідно з яким уся теплота, виділена внутрішніми джерелами $dQ_{\text{вн}}$ і внесена ззовні в елементарний обсяг шляхом теплопровідності $dQ_{\text{т}}$ за час dt , іде на зміну внутрішньої енергії речовини, що втримується в цьому обсязі:

$$dQ_{\text{вн}} + dQ_{\text{т}} = dU.$$

Виділимо в тілі елементарний паралелепіпед з ребрами dx , dy , dz (рис. 24.1)

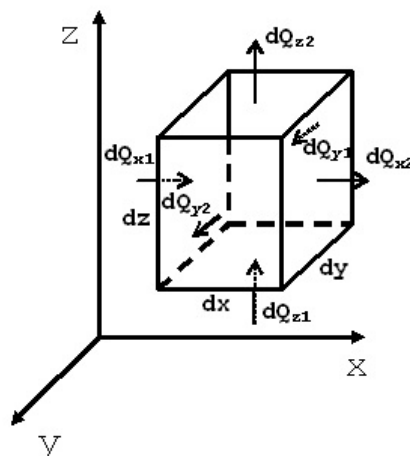


Рис. 24.1 – До висновку диференціального рівняння теплопровідності

Кількість теплоти, яка проходить шляхом теплопровідності усередину виділеного обсягу в напрямку осі ОХ через елементарний майданчик $dy \cdot dz$ за час dt буде визначатися в такий спосіб:

$$dQ_{x1} = q_x \cdot dy \cdot dz \cdot dt = -\lambda \frac{\partial t}{\partial x} \cdot dy \cdot dz \cdot dt.$$

Тоді на протилежній грані паралелепіпеда температура t одержить збільшення $\frac{\partial t}{\partial x} \cdot dx$ й буде становити $t + \frac{\partial t}{\partial x} \cdot dx$.

Кількість тепла, відведеного через цю грань (протилежну грань паралелепіпеда):

$$dQ_{x_2} = q_x \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau = -\lambda \frac{\partial}{\partial x} \left(t + \frac{\partial t}{\partial x} \cdot dx \right) \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

Різниця кількості теплоти, підведеного до елементарного паралелепіпеда й відведеного від нього, являє собою теплоту, внесену шляхом теплопровідності в напрямку осі OX:

$$dQ_x = dQ_{x_1} - dQ_{x_2} = \lambda \frac{\partial^2 t}{\partial x^2} \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

Аналогічно по осі OY і OZ.

Повна кількість теплоти внесена в елементарний паралелепіпед шляхом теплопровідності складе

$$dQ_\tau = dQ_x + dQ_y + dQ_z = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \cdot dx \cdot dy \cdot dz \cdot d\tau$$

добуток $dx \cdot dy \cdot dz$ являє собою обсяг елементарного паралелепіпеда dv .

Кількість теплоти, яка виділилася в елементарному обсязі за рахунок внутрішніх джерел:

$$dQ_{\text{вн}} = q_v \cdot dv \cdot d\tau.$$

Підставляючи отримані вираження для dqm , $dQ_{\text{вн}}$ і du у вихідне рівняння (закону збереження енергії) після відповідних перетворень (скорочень) одержуємо:

$$c \cdot \rho \cdot \frac{\partial t}{\partial \tau} = \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) + q_v,$$

де сума других часток похідних будь-якої функції в математичному аналізі зветься оператора Лапласа й позначається в такий спосіб:

$$\left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) = \nabla^2 t.$$

Величину $\frac{\lambda}{c \cdot \rho} = a$ називають *коефіцієнтом теплопровідності* й позначають літерою **a**. Перепишемо отримане рівняння в зазначених позначеннях:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = a \cdot \nabla^2 t + \frac{q_v}{c \cdot \rho}.$$

Це рівняння називається *диференціальним рівнянням теплопровідності або рівнянням Фур'є* й лежить в основі математичної теорії теплопровідності.

Коефіцієнт теплопровідності a є фізичним параметром речовини, який характеризує швидкість зміни температури. З диф.ур. теплопровідності можна зробити висновок, що зміна температури в часі для будь-якої крапки тіла пропорційно величині **a**.

Рівняння теплопровідності дозволяє вирішувати питання, пов'язані з поширенням теплоти теплопровідністю в умовах, як сталого, так і несталого процесу.

Початкові умови й граничні умови у диференціальному рівнянні теплопровідності

Диференціальне рівняння описує в самому загальному виді все без винятку завдань теплопровідності. Для розв'язку конкретного завдання необхідно до диференціального рівняння приєднати математичний опис часток її особливостей. Ці додаткові дані, які характеризують конкретне одиничне явище, називаються *крайовими умовами*, або *умовами однозначності*. Для рівняння теплопровідності задається тільки одна початкова умова, яка фізично означає, що початковий розподіл температури у виділеній товщині стінки стрижня має вигляд $\varphi(x)$ і залежить від двох або трьох змінних.

Граничні умови першого роду означають, що на кінцях стінки задана температура. Якщо вона не змінюється згодом, то T_1 і T_2 – постійні. Якщо кінці підтримуються увесь час при нульовій температурі, то $T_1 = T_2 = 0$ і умови будуть однорідною.

Граничні умови другого роду визначають тепловий потік на кінцях стінки. Фізично вони означають, що через кінці не відбувається теплообмін із зовнішнім середовищем (ці умови ще називають умовами теплоізоляції).

Граничні умови третього роду відповідають випадку, коли через кінці стінки відбувається теплообмін з навколишнім середовищем за законом Ньютона (нагадаємо, що при висновку рівняння теплопровідності ми вважали бічну поверхню теплоізолюваною).

Теплопровідність плоскої стінки

Диференціальне рівняння теплопровідності з граничними умовами першого роду.

Розглянемо процес передачі теплоти теплопровідністю, що встановився, через плоску стінку (теплопровідність матеріалу стінки λ) товщиною δ від гарячого теплоносія до холодного (рис. 24.2).

Нехай температура стінки зі сторони гарячого теплоносія дорівнює t_{cr1} , а з боку холодного – t_{cr2} .

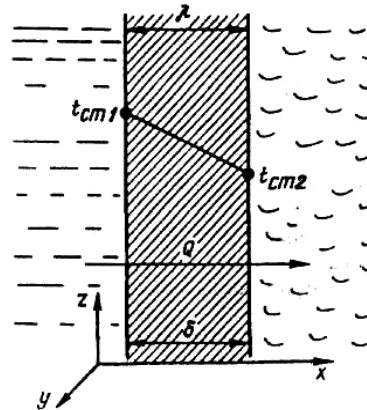


Рис. 24.2 – Схема процесу передачі теплоти через плоску стінку теплопровідністю

Виділимо на відстані x шар товщиною δ , обмежений двома ізотермічними поверхнями. Тоді на підставі закону Фур'є (тому що $\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} = 0$) для цього шару запишемо:

$$q = -\lambda \frac{dt}{d\delta} \text{ або } dt = -\frac{q}{\lambda} d\delta.$$

У результаті подвійного інтегрування одержуємо

$$t = -\frac{q}{\lambda} \delta + C,$$

де C – постійна інтегрування, яка визначається із граничних умов:

– за $x=0$ і $t = t_{cr1}$, звідки $C = t_{cr1}$

– за $x=\delta$ і $t = t_{cr2}$, звідки $t_{cr2} = -\frac{q}{\lambda} \delta + t_{cr1}$, з якого визначимо уд. тепловий потік q , а саме:

$q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{cr1} - t_{cr2})$ – розрахункова формула теплопровідності плоскої стінки, що пов'язує чотири величини (q , λ , δ , Δt).

Отже, на підставі закону Фур'є рівняння, що описує теплопровідність плоскої стінки за сталого режиму має вигляд:

$$Q = \frac{\lambda}{\delta} (t_{cr1} - t_{cr2}) F \cdot \tau,$$

де відношення $\frac{\lambda}{\delta}$ називається тепловою провідністю стінки.

Величина, зворотна теплової провідності стінки, $(\frac{\delta}{\lambda} = R)$ називається *термічним опором стінки*, який визначає спад температури при проходженні через стінку питомого теплового потоку, рівного одиниці. Оскільки величина λ залежить від температури, у рівняння для визначення теплопровідності плоскої стінки необхідно підставити коефіцієнт теплопровідності λ_c , узятий при середній температурі стінки.

Для *багатошарової стінки* (із декількох різномірних шарів припасованих, тому що при гарному зіткненні різні шари мають ту саму температуру), а за наявності зазору повітря, тому що теплопровідність повітря мала, то теплопровідність знижується (рис. 24.3).

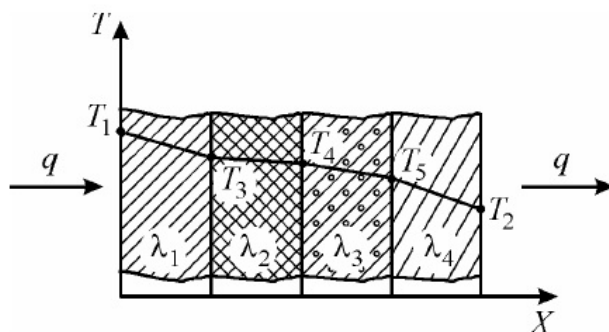


Рис. 24.3 – Схема передачі теплоти теплопровідністю через багатошарову стінку

Провівши аналогічні перетворення, наприклад для *тришарової стінки*, одержуємо:

$$q = \frac{t_1 - t_4}{\frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3}},$$

де $R = \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{\delta_3}{\lambda_3} + \dots$ термічний опір стінки.

Для циліндричної одношарової стінки (рис. 24.4) внутрішнім діаметром d_1 і зовнішнім діаметром d_2 . Коефіцієнт теплопровідності постійний і рівний λ . Температура внутрішньої поверхні t_1 , зовнішньої t_2 підтримуються постійними й змінюються тільки в радіальному напрямку, тобто температурне поле – одномірне, а ізотермічні поверхні циліндричні.

Для кільцевого шару радіусом r згідно із законом Фур'є кількість тепла, передане через шар

$$Q = -\lambda \cdot F \cdot \frac{dt}{dr} = -\lambda \cdot 2\pi r l \cdot \frac{dt}{dr},$$

де для циліндричної поверхні радіусом r площа одиниці довжини l рівна $F = 2\pi r l$.

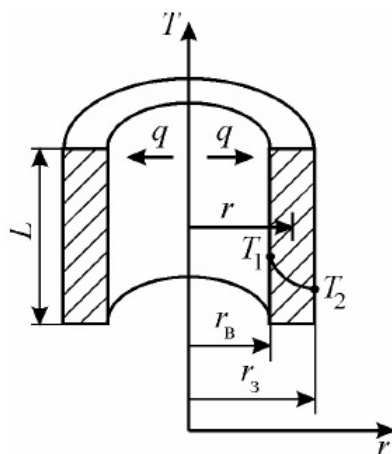


Рис. 24.4 – Схема передачі теплоти теплопровідністю через циліндричну стінку

Проінтегрувавши рівняння й розв'язавши його використовуючи граничні умови одержимо наступну розрахункову формулу:

$$Q = \frac{2\pi\lambda l}{\ln \frac{d_2}{d_1}} (t_1 - t_2).$$

Для циліндричної багат шарової стінки: значення теплового потоку для тришарової циліндричної стінки

$$q_1 = \frac{2\pi(t_1 - t_4)}{\frac{1}{\lambda_1} \ln \frac{d_2}{d_1} + \frac{1}{\lambda_2} \ln \frac{d_3}{d_2} + \frac{1}{\lambda_3} \ln \frac{d_4}{d_3}}.$$

Питання до лекції 24

24.1 Назвіть фізичний зміст диференціального рівняння Фур'є.

24.2 Вкажіть різницю в визначенні теплового потоку для одно- та багат шарової циліндричної стінки.

24.3 Надайте визначення коефіцієнту температуропровідності і коефіцієнту теплопровідності.

24.4 Назвіть початкові умови й граничні умови для диференціального рівняння теплопровідності.

Лекція 25. Передача тепла випромінюванням. Основні закони. Променивий теплообмін

Випромінювання – це процес переносу енергії шляхом електромагнітних хвиль від випромінюючого тіла, до тіл, розташованих у навколишньому просторі.

Випромінювання властиве всім тілам, відбувається воно безупинно в результаті внутрішньоатомних збурювань, інтенсивність яких визначається температурою тіла. Із усієї променистої енергії (електромагнітні коливання з різними довжинами хвиль, а саме теплове випромінювання відбувається при довжині хвиль від 0,4 до 40 мк), яка попадає на поверхню тіла, частина її поглинається тілом, частина відбивається, а частина проходить через тіло. У загальному випадку:

$$(Q_A/Q) + (Q_R/Q) + (Q_D/Q) = 1,$$

де в цьому рівнянні перший член (Q_A/Q) характеризує поглинальну здатність тіла, другий (Q_R/Q) — відбивну здатність, третій (Q_D/Q) — пропускну здатність.

Залежно від значень членів, що входять у рівняння, розрізняють *абсолютно чорне тіло* (коли вся падаюча на нього промениста енергія поглинається їм, тобто $Q_A/Q = 1$), *абсолютно прозоре (діатермічне) тіло* (коли вся падаюча на тіло промениста енергія проходить через нього, тобто $Q_D/Q = 1$) і *абсолютно біле* (уся падаюча на тіло промениста енергія відбивається їм, тобто $Q_R/Q = 1$).

У природі не існує абсолютно чорних, абсолютно білих і діатермічних тіл; реальні тіла в різному ступені поглинають, відбивають і пропускають крізь себе променеву енергію і в силу цього називаються сірими.

Закон Стефана-Больцмана

Випромінювальна здатність, віднесена до довжин хвиль від λ до $\lambda + d\lambda$, тобто до інтервалу довжин хвиль $d\lambda$, називається *інтенсивністю випромінювання*, яку можна знайти по формулі, Вт/м³:

$$I = \frac{E}{\lambda}.$$

Для різних фізичних тіл за тієї самої температури довжина хвилі λ має різне значення. Існує межа інтенсивності випромінювання:

$$I_{\lambda_0} = \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{kT} - 1},$$

де C_1, C_2 – константи;
 k – постійна Больцмана;
 T – абсолютна температура, К;
 λ – довжина хвилі.

Оскільки абсолютно чорне тіло випромінює хвилі в діапазоні $0 < \lambda < \infty$, випромінювальну здатність можна знайти про інтегрував вище наведений вираз у цих межах:

$$E_0 = -\int_0^{\infty} I_{\lambda_0} d\lambda = -\int_0^{\infty} \frac{C_1 \lambda^{-5}}{e^{\frac{C_2}{kT}} - 1} d\lambda$$

Вирішення цього інтеграла має вигляд:

$$E_0 = K_0 T^4,$$

де K_0 – константа випромінювання абсолютно чорного тіла, $K_0 = 5,67 \cdot 10^{-8} \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$;

T – абсолютна температура поверхні тіла, К.

Закон Стефана-Больцмана: випромінювальна здатність абсолютно чорного тіла (АЧТ) пропорційна четвертому ступеня абсолютної температури його поверхні.

Для практичних розрахунків (щоб уникнути оперування з більшими значеннями T^4 у технічних розрахунках 10^{-8} відносять до величин T) вираження закону Стефана – Больцмана використовують в іншому вигляді:

$$E_0 = C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4,$$

де $C_0 = K_0 \cdot 10^8 = 5,67 \text{ Вт}/(\text{м}^2 \cdot \text{К}^4)$ – коефіцієнт випромінювання АЧТ.

Для реальних сірих тіл закон Стефана – Больцмана має такий вигляд:

$$E_0 = \varepsilon \cdot C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4,$$

де $\varepsilon = \frac{C}{C_0}$ – відносний коефіцієнт випромінювання.

Значення ε завжди менше 1, так як для абсолютно чорного тіла уся падаюча на нього промениста енергія поглинається їм. Значення ε приводяться в довідковій літературі, тому що ступінь чорноти тіла залежить від фарбування, температури, стану поверхні тіла.

Для опису зміни інтенсивності випромінювання по різних напрямках використовується *Закон Ламберта*, згідно з яким випромінювальна здатність у напрямку нормалі в π раз менше повної випромінювальної здатності тіла:

$$dQ = \frac{1}{\pi} \cdot E \cdot d\psi \cdot \cos \psi \cdot dF_1,$$

де $d\psi$ – тілесний кут, під яким видний елемент dF_2 із елемента dF_1 ;

ψ – кут, утворений прямою, яка з'єднує елементи dF_1 і dF_2 й нормально розташована до елемента dF_1 .

Закон Кірхгофа

Оскільки всі тверді тіла в техніці сірі, важливо визначати випромінювальну здатність цих тел. Закон Кірхгофа встановлює співвідношення між випромінювальною й поглинальною здатностями тіл, згідно з яким відношення випромінювальної здатності будь-якого тіла до його лучепоглиальної здатності за тій самій температурі є величиною постійною й залежить тільки від температури і дорівнює випромінювальної здатності АЧТ:

$$\frac{E_1}{A_1} = \frac{E_2}{A_2} = \dots = \frac{E_n}{A_n} = E_0 = f(T),$$

де $\frac{Q_A}{Q} = A$ – характеризує поглинальну здатність сірого тіла A .

Відношення власної інтенсивності випромінювання сірого тіла й абсолютного чорного тіла за тих самих довжин хвиль і температур називають ступенем чорноти:

$$\varepsilon_\lambda = \frac{I(\lambda_1 T)}{I_0(\lambda_2 T)} = \frac{E}{C_0 \left(\frac{T}{100} \right)^4}.$$

Звідки отримуємо остаточне рівняння закону Кірхгофа

$$E = \varepsilon_\lambda \cdot C_0 \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^4.$$

Із закону Кірхгофа випливає, що коефіцієнт чорноти сірого тіла ε за однієї й тієї ж температури дорівнює коефіцієнту поглинання A : $A = \varepsilon$.

Газ (одно- та двоатомні газ майже прозорі, трьохатомні сполуки мають більшу випромінювальну і поглинальну здатність) випромінюють і поглинають у широкому діапазоні хвиль та мають лінійний спектр поглинання, тобто поглинають промені певної довжини хвилі.

За законом Кірхгофа, якщо газ поглинає промені визначеної довжини хвилі, то він може і випромінювати такі самі промені. Причому, якщо в якомусь діапазоні довжин хвиль газ поглинає всі теплові промені, то в цьому діапазоні його можна назвати абсолютно чорним. Поглинання теплової енергії газами характеризується тим, що інтенсивність кожного променя у міру проходження ним шару спадає. Отже, випромінювальна і поглинальна здатності газів мають вибірковий характер.

Результат вимірювання випромінювальної здатності газу можна виразити через випромінювальну здатність газу E_r або через відношення останньої до відповідної випромінювальної здатності абсолютно чорного тіла за тієї самої температури:

$$\frac{E_r}{E_0} = \varepsilon_r,$$

де ε_r – ступінь чорноти газу.

Величини E_r і ε_r фізично залежать від парціального тиску, довжини путі, яку пройшов промінь, а також температури.

Кількість теплоти, віддану газом, можна визначити за законом Стефана — Больцмана:

$$Q_r = \varepsilon_r \cdot C_0 \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^4,$$

де T – абсолютна температура середовища, у якому випромінює газ.

Майже завжди газ міститься всередині порожнистого твердого тіла, що має температуру T і власне випромінювання. За аналогією із взаємним випромінюванням твердих тіл можемо записати кількість теплоти щодо взаємного випромінювання газу і стінки:

$$Q_{r-ст} = \varepsilon_{ст} \cdot C_0 \cdot \left[\varepsilon_r \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^4 - A_r \cdot \left(\frac{T}{100} \right)^4 \right],$$

де $\varepsilon_{ст}$ – ефективний ступінь чорноти порожнистого твердого тіла, який характеризується випромінюванням газу в цьому замкненому тілі:

$$\varepsilon_{ст} = 0,5 \cdot (\varepsilon_c + 1).$$

Променевий теплообмін

Процес обміну променевою енергією між тілами називається *променевим теплообміном*. Природно, що менш нагріте тіло одержує теплову енергію випромінювання від більш нагрітого тіла. Найпростіший випадок променевого теплообміну — це теплообмін між двома паралельно розташованими плоскими тілами. Співвідношення для розрахунку променевого теплообміну для цього випадку розраховується по рівнянню, отриманому на підставі закону Стефана-Больцмана:

$$Q_{1-2} = C_{1-2} \cdot \left[\left(\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right) \right] \cdot F,$$

де F – випромінююча поверхня, прийнята рівної для обох тіл;

Q_{1-2} – кількість теплоти, переданої тілом 1 тілу 2;

C_{1-2} – наведений коефіцієнт випромінювання системи, що полягає з тіл 1 і 2, який знаходять за рівнянням:

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_0}}$$

У випадку, коли одне тіло повністю охоплює інше, використовується це співвідношення, у якому $F=F_1$ (де F_1 – площа поверхні охоплюваного тіла, а F_2 – площа поверхні тіла, що охоплює), але наведений коефіцієнт випромінювання розраховують у такий спосіб:

$$C_{1-2} = \frac{1}{\frac{1}{C_1} + \frac{F_1}{F_2} \cdot \left(\frac{1}{C_2} - \frac{1}{C_1} \right)}$$

Для теплообміну у газовому середовищі вводять поняття про коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням α_r . Отже, теплота, що передана поверхнею стінки газовому середовищі у вигляді променевої енергії знаходиться таким чином:

$$Q_r = \alpha_r \cdot (T_1 - T_2) \cdot F = C \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right] \cdot F.$$

Захисні екрани

Для зниження тепловіддачі випромінюванням, коли температуру тіла змінювати не можна, звичайно застосовуються екрани.

Нехай є дві плоскі паралельні між собою поверхні і між ними тонкостінний екран. Температура поверхонь відповідно дорівнює T_1 , T_e , і T_2 . Коефіцієнти випромінювання або ступеня чорноти екрану і поверхонь однакові.

При відсутності екрану кількість теплоти, передане 1 м^2 поверхні, визначиться як:

$$q_{1,2} = C_n \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right].$$

За наявності екрану кількість теплоти, що передається від першої поверхні до екрану:

$$q_{1,e} = C_n \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_e}{100} \right)^4 \right],$$

так само як і від екрану:

$$q_{e,2} = C_n \left[\left(\frac{T_e}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right].$$

У разі сталого теплового стану всієї системи $q_{1,e} = q_{e,2}$, отже можна записати:

$$\left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_e}{100} \right)^4 \right] = \left[\left(\frac{T_e}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right].$$

Звідси

$$\left[\left(\frac{T_e}{100} \right)^4 \right] = \frac{1}{2} \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 + \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right],$$

Отримаємо

$$q_{1,e} = q_{e,2} = \frac{1}{2} C_n \left[\left(\frac{T_1}{100} \right)^4 - \left(\frac{T_2}{100} \right)^4 \right].$$

Отже, маємо

$$q_{1,3} = \frac{1}{2} q_{1,2}.$$

Це означає, що за наявності одного екрану кількість переданої теплоти зменшиться в два рази. Можна показати, що за наявності двох екранів кількість переданої теплоти зменшиться в три рази, а за наявності n екранів в $(n + 1)$ раз. Отже, шляхом застосування великого числа екранів тепловіддачу випромінюванням можна знизити як завгодно сильно.

Однак, ще сильніше можна зменшити тепловий потік, якщо ступінь чорноти для екранів істотно менше, ніж для взаємодіючих поверхонь. У загальному вигляді за наявності n екранів вираз для радіаційного потоку між поверхнями 1 і $(n + 2)$ буде мати вигляд:

$$E_{1-(n+2)} = \frac{C_0(T_1^4 - T_2^4)}{\sum_{i=1}^{i=n+2} \left(\frac{1}{A_i} - \frac{1}{2} \right)}.$$

Нехай для простоти $A_1=A_2=1$. Тоді, якщо екрани відсутні, то $n=0$ і $E_{1-2} = C_0(T_1^4 - T_2^4)$. Якщо між площинами будуть встановлені n екранів с $A=0,2$, то знаменник буде дорівнює $4,5 \cdot (n+1)$. Розрахунок показує, що вже для 3 екранів радіаційний потік зменшиться у 18 разів.

Питання до лекції 25

- 25.1 Назвіть основні поняття випромінювання.
- 25.2 Опишіть закон Стефана-Больцмана.
- 25.3 Охарактеризуйте теплообмін у газовому середовищі.
- 25.4 Надайте характеристику інтенсивності випромінювання, коефіцієнту чорноти сірого тіла, коефіцієнту поглинання.

Лекція 26. Конвективний теплообмін. Закон Ньютона-Рихмана. Диференціальне рівняння конвективного теплообміну

У рідких і газоподібних середовищах перенос тепла в основному здійснюється шляхом конвекції часток, тому процес обміну теплом між рідиною, що рухається (середовищем) і поверхнею (стінкою), називається *конвективним теплообміном* і залежить від: швидкості потоків, що рухається середовища (рідини або газу); властивостей теплоносія; конструкції теплообмінного апарата та виду конвекції (вільна, вимушена).

За природою виникнення розрізняють два роди руху теплоносія:

- змушений рух (виникає під дією зовнішніх сил – вітру, насоса, вентилятора);
- вільний рух (виникає внаслідок різниці щільностей нагрітих і холодних часток теплоносія).

У випадку теплообміну завжди є різниця температур у різних крапках теплоносія, що викликає відповідну зміну щільності й появу природної конвекції. Так, шари рідкого або газоподібного теплоносія, що безпосередньо прилягають до більш гарячої теплообмінної поверхні, нагріваються вище температури основної маси теплоносія, і щільність теплоносія зменшується на деяку величину.

Також у процесі конвективного теплообміну великий вплив має швидкість, так за малій швидкості спостерігається ламінарний рух (струйчатого характеру), а у разі більших – невпорядковано-вихровий (турбулентний), але в прикордонному шарі в стінки каналу, де відбувається теплообмін завжди зберігається ламінарний режим для потоку середовища, що рухається.

Товщина прикордонного шару багато менше поздовжнього розміру тіла, тому в межах такого тонкого шару, по-перше, сили грузлого тертя є переважними в порівнянні із силами різниці статичного тиску й, по-друге, зміни швидкості й температури в поперечному стінці напрямку повинні бути значно більшими в порівнянні зі змінами цих величин уздовж поверхні.

Для визначення кількості теплоти, переданої під час конвективного теплообміну, неможливо користуватися законом теплопровідності Фур'є, тому що не вдається встановити значення температурного градієнта біля стінки і його зміну за всією поверхнею теплообміну. Схема конвективного теплообміну наведена на рис. 26.1.

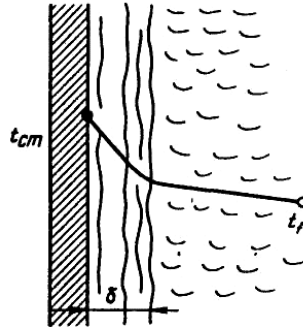


Рис. 26.1 – Схема конвективного теплообміну

Закон Ньютона-Рихмана

Кількість теплоти, передане в процесі шляхом конвекції, визначається кількістю переданого тепла в одиницю часу, яка пропорційна поверхні теплообміну F і різниці температур стінки і теплоносія, і визначається рівнянням Ньютона-Рихмана:

для сталого режиму

$$Q_{ст} = \alpha \cdot (t_{ст} - t_f) \cdot F, \text{ Вт}$$

для несталого режиму

$$Q_{нест.} = \alpha \cdot (t_{ст} - t_f) \cdot F \cdot \tau, \text{ Дж,}$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі;

$t_f, t_{ст}$ – середні температури теплоносія (рідини, газу) і стінки, °С;

F – поверхня стінки, м²;

τ – час, с.

Інтенсивність передачі тепла визначається коефіцієнт тепловіддачі α , значення якого дорівнює кількості тепла, переданого в одиницю часу через одиницю поверхні при різниці між температурами поверхні теплообміну й рідини в один градус.

Коефіцієнт тепловіддачі α залежить від багатьох факторів $\alpha = f(w, c_p, \rho, \mu, \lambda, \beta, d, L, \varepsilon)$, а його визначення залежності коефіцієнта тепловіддачі α від факторів, що впливають на нього, і являє собою основне завдання конвективного теплообміну (теповіддачі). Як правило, найбільш надійні залежності такого роду одержують у результаті відповідних експериментальних досліджень. При цьому одержувані обробкою дослідних даних кореляційні співвідношення найчастіше представляють у формі зв'язку між безрозмірними комплексами, складеними у свою чергу з розмірних величин, що впливають на процес.

Коефіцієнт тепловіддачі розраховують, користуючись критеріальним рівнянням, які одержують методами теорії подоби з диференціального рівняння конвективного теплообміну, доповненого рівняннями, що характеризують умови на границі розділу фаз (потоків і стінки апарата).

Диференціальне рівняння конвективного теплообміну

Виділимо в потоці, що встановився, рідини (ρ щільності з коефіцієнтом λ теплопровідності й питомою c_p теплоємністю, які постійні, тому що потік, що встановився) елементарний паралелепіпед з ребрами dx, dy, dz (рис 26.2). Уздовж осі X , тобто через грань dz, dy за час dt у паралелепіпед зробиє шляхом конвекції кількість тепла, що дорівнює:

$$Q_x = \rho \cdot w_x \cdot dydz \cdot c_p \cdot t \cdot dt.$$

Тепло переноситься в рідині тільки шляхом теплопровідності і конвекцією (випромінюванням зневажаємо внаслідок малого значення цієї величини), тобто будуть діяти закони Фур'є та Ньютона-Рихмана.

На підставі розглянутого вище вистави про процеси переносу теплоти під час руху рідини уздовж твердої поверхні одержимо рівняння, що описує процес тепловіддачі на границях тіла.

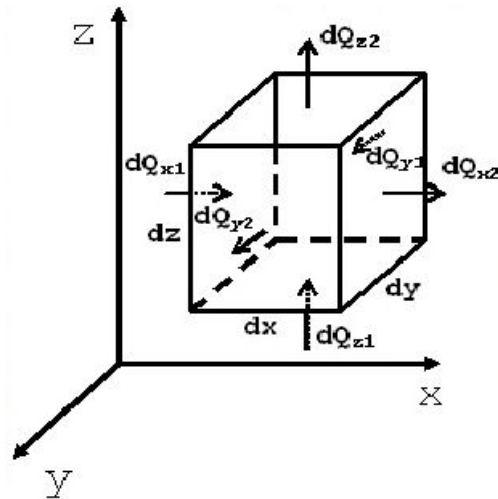


Рис. 26.2 – До висновку диференціального рівняння конвективного теплообміну

Тому що на поверхні твердого тіла є шар нерухливої рідини, то для цього шару можна використовувати закон Фур'є. Ухвалюючи, що вісь OY спрямована перпендикулярно поверхні, запишемо:

– питомий тепловий потік, переданий шляхом теплопровідності (закон Фур'є):

$$q = -\lambda \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial y} \right)_{y=0} ;$$

– згідно із законом Ньютона-Рихмана питомий тепловий потік, що передається шляхом конвекції

$$q = \alpha \cdot (t_{cr} - t_r) .$$

Кількість тепла, що вноситься теплопровідністю і конвекцією, в диференціальній формі, описується наступним рівнянням

$$\begin{aligned} dQ_k + dQ_r &= (dQ_x + dQ_y + dQ_z)_k + (dQ_x + dQ_y + dQ_z)_r = \\ &= -\rho \cdot c \cdot \left(\frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z \right) \cdot dx dy dz \cdot d\tau + \lambda \left(\frac{\partial^2 t}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 t}{\partial z^2} \right) \cdot dx dy dz \cdot d\tau . \end{aligned}$$

Ця кількість тепла дорівнює відповідному зміні ентальпії паралелепіпеда:

$$dQ = c_p \cdot \rho \cdot dx dy dz \cdot \frac{\partial t}{\partial \tau} d\tau$$

Після підстановки останнього рівняння в передостаннє й шляхом скорочень і перетворень одержимо *диференціальне рівняння конвективного теплообміну*, яке зветься *Фур'є-Кирхгофа* й виражає розподіл температур у рідині, що рухається:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} + \frac{\partial t}{\partial x} w_x + \frac{\partial t}{\partial y} w_y + \frac{\partial t}{\partial z} w_z = a \cdot \nabla^2 t .$$

Іншими словами говорячи, якщо через досліджуваний нами елементарний обсяг рухається зі швидкістю w якесь температурне поле, те диференціальне рівняння теплопровідності слід накладати на це поле.

Для строго опису процесів конвективного теплообміну до диференціального рівняння слід додати рівняння (Нав'є-Стокса) руху грузлої рідини, що впливає із другого закону Ньютона, рівняння сплосноти й нерозривності рідини й врахувати залежність щільності рідини від температури. Така система рівнянь описує великий клас явищ – процеси конвективного теплообміну між рідиною й твердою стінкою.

Для повного математичного опису процесу це рівняння потрібно доповнити умовами на границі розділу потоку і стінки апарата.

Для цього розглянемо процес конвективного теплообміну між стінкою апарата й

потокотом рідини. У цьому випадку потік рідини можна розглядати як двошарову систему, що полягає із прикордонного шару товщиною δ і ядра потоку, у якому відбувається інтенсивне перемішування часток рідини під час турбулентного режиму. Теплоота від стінки апарата через прикордонний шар поширюється теплопровідністю, яка описується законом Фур'є. Це ж кількість теплооти, описуване законом Ньютона, поширюється в ядрі потоку. Дорівнюючи ці рівняння (Фур'є й Ньютона), одержимо рівняння, що характеризує умови на границі:

$$-\lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial l} = \alpha \cdot (t_{cr} - t_r)$$

Диференціальні рівняння, однак, можна привести до розрахункового виду тільки в ряді найпростіших випадків. У всіх інших випадках розрахункові рівняння одержують, використовуючи *методи теорії подоби*, із загальних диференціальних рівнянь, приводячи їх за допомогою експериментальних даних до конкретного виду.

Питання до лекції 26

- 26.1 Назвіть закон Ньютона-Рихмана.
- 26.2 Охарактеризуйте види конвекції.
- 26.3 Охарактеризуйте процес конвективного теплообміну між стінкою апарата і потоком рідини.
- 26.4 Надайте диференціальне рівняння конвективного теплообміну Фур'є-Кирхгофа.

Лекція 27. Теорія подоби процесів тепломасопередачі. Безрозмірні комплекси. Обробка результатів експерименту. Теорема подоби. Знаходження коефіцієнта тепловіддачі α .

У разі вивчення теплообміну основна увага приділяється визначенню значення коефіцієнта тепловіддачі й встановленню закономірностей його зміни від роду й температури теплоносія, швидкості, режиму руху, діаметра, довжини трубопроводу і т.д.

З теорії подоби випливає, що перебіг складних процесів визначається безрозмірними співвідношеннями фізичних величин, які описують процес, і які обумовлені шляхом проведення багаторазових експериментів.

Розрізняють такі подібності: геометричну, часову, фізичну; початкових і межових умов (встановлює, що початкові стани на межі систем подібні). Таку подібність вважають дотриманою лише тоді, коли виконуються геометрична, часова і фізична подібності.

Критеріальні рівняння містять у собі умови подоби та безрозмірні комплекси, які встановлюються на основі аналізу рівнянь, що описують процес тепло й масопередачі.

Розглядаючи коефіцієнт тепловіддачі конвекцією, який визначається за критеріальними рівняннями, які отримують засобами теорії подоби з диференціального рівняння конвективного теплообміну, доповненого рівняннями, що характеризують умови на межі розділу потоку рідини і стінки апарата. Наприклад, *критерій Нуссельта*, що характеризує умови на границі теплопереноса, можна одержати методами теорії подоби з рівняння конвективної передачі тепла й передачі тепла теплопровідністю, дорівнявши їх між собою:

$$-\lambda \cdot \frac{\partial t}{\partial l} = \alpha \cdot (t_{cr} - t_r),$$

після чого обидві частини рівняння ділять на його ліву частину

$$\frac{\alpha \cdot (t_{cr} - t_r) \partial l}{\lambda \cdot \partial l} = \frac{\alpha \cdot (t_{cr} - t_r) \partial l}{\lambda \partial t},$$

звідки після нескладних перетворень одержують *безрозмірний комплекс* – критерій Нуссельта (є відношення конвективного тепло переносу до переносу тепла теплопровідністю – *тепловий критерій*):

$$Nu = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda},$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі, Вт/(м²·К);

l – лінійний розмір, м;

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

Критерій Фур'є одержують із диференціального рівняння конвективного теплообміну, розглядаючи подобу турбулентного потоку в ядрі в часі

$$Fo = \frac{\alpha \cdot \tau}{l^2},$$

де α – коефіцієнт температуропровідності, м²/с;

τ – час, с.

Критерій Фур'є характеризує зв'язок між швидкістю зміни температурного поля, розмірами каналу, у якому відбувається теплообмін, і фізичними властивостями середовища в нестационарних умовах – *тимчасова подоба*.

Критерій Біо (разом із критерієм Фур'є) характеризує нестационарні процеси розповсюдження теплоти. Фізичний сенс критерію Біо полягає у встановленні співвідношення між інтенсивностями тепловіддачі з поверхні тіла і підведення теплоти теплопровідністю з внутрішніх шарів тіла до поверхні:

$$Bi = \frac{\alpha \cdot l}{\lambda_{ст}},$$

де $\lambda_{ст}$ – теплопровідність стінки, Вт/(м·К).

За зовнішнім виглядом критерій Біо співпадає з критерієм Нуссельту, але між ними існує принципова відмінність. У критерій Біо входить теплопровідність стінки, а в критерій Нуссельта – теплопровідність середовища, яке омиває стінку.

Критерій Прандтля характеризує поле теплофізичних величин потоку рідини або газу: який характеризує фізико – хімічні властивості теплоносія і є заходом подоби температурних і швидкісних полів у потоці

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\mu c}{\lambda},$$

де ν – кінематичний коефіцієнт в'язкості рідини, м²/с;

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості рідини, Па·с;

c – масова теплоємність рідини, Дж/(кг·К).

Отже, критерій Прандтля характеризує *фізико-хімічні властивості теплоносія* і є заходом подоби температурних і швидкісних полів у потоці.

Окрім критеріїв теплової подібності для аналізу теплообмінних процесів важливе значення мають критерії гідродинамічної подібності – Рейнольдса, Галілея, Архімеда, Грасгофа.

Критерій Рейнольдса, який характеризує *гідродинамічний режим потоку* у разі змушеного руху і є заходом співвідношення сил інерції й грузлого тертя:

$$Re = \frac{wl}{\nu} = \frac{w d \rho}{\mu}.$$

Критерій Пекле показує співвідношення між кількістю теплоти, розповсюдженої в потоці рідини або газу конвекцією, і теплопровідністю:

$$Pe = \frac{w \cdot l}{\alpha} = Re \cdot Pr.$$

Критерій Галілея характеризує вплив в'язкості теплоносія на теплообмін:

$$Ga = \frac{g \cdot l^3}{\nu^2} = Re \cdot Pr.$$

Критерій Архімеда характеризує рух рідини внаслідок різниці густини у різноманітних її шарах:

$$Ar = \frac{g \cdot l^3 \cdot (\rho_0 - \rho)}{\nu^2 \rho},$$

де ρ_0, ρ – густина рідини в двох її різноманітних точках, кг/м³.

Під час теплообміну в умовах природної конвекції в критериальні рівняння вводяться критерії Грасгофа, що характеризує співвідношення сил густого тертя й піднімальної сили, описує режим вільного руху теплоносія:

$$Gr = \beta \frac{g \cdot l^3}{\nu^2} \Delta t,$$

де $\Delta t = t_{ct} - t_r$ – різниця температур гарячих і холодних часток рідини або газу, що викликають природну конвекцію часток у середовищі теплообмінну поверхню, °С;

β – температурний коефіцієнт об'ємного розширення рідини або газу, DO^{-1} ;

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

μ – динамічний коефіцієнт в'язкості, Па·с;

ν – кінетичний коефіцієнт в'язкості, m^2/s ;

c – теплоємність теплоносія, Дж/(кг·К);

τ – час процесу, с.

Критерій фазового перетворення – критерій Кутателадзе характеризує відносну модифікацію кількості рідини, що переріганає внаслідок зміни агрегатного стану на межі розділу фаз:

$$Ku = \frac{r}{c \cdot \Delta t},$$

де r – теплота пароутворення (конденсації), Дж/кг;

c – масова теплоємність рідини, Дж/(кг·К);

Δt – різниця температур насичення і поверхні стінки, К.

З наведених критеріїв подібності тільки критерій Нуссельта містить шуканий коефіцієнт тепловіддачі; тому він і є визначальним критерієм подібності. Решта критеріїв на відміну від нього називаються визначними.

Обробка результатів експерименту

1. Усереднення температури теплоносія. При наявності теплообміну температура рідини різна як по довжині каналу, так і по перетину, тому в розрахунках використовують так звану температуру змішання.

При невеликій зміні температури в якості середньої звичайно береться середньоарифметична із крайніх значень. У загальному випадку ухвалюють по температурі стінки й температурному напору.

2. Визначальна температура – температура, по якій вибираються фізичні параметри середовища при теплообміні. Іноді ухвалюють за визначальну – температуру стінки, в інших випадках – середню температуру теплоносія, а в третій – різні комбінації цих температур. Т.к. універсальної температури, при якій би залежність тепловіддачі враховувалася б зміною всіх параметрів по температурі ні, те за визначальну температуру ухвалюють у технічних розрахунках ту, яка задана або може бути легко визначена.

3. Визначальний розмір. При конвективному теплообміні звичайно береться діаметр при теплообміні в круглих трубах, для інших форм перетинів – еквівалентний діаметр. При поперечному обтіканні труби або пучка труб – діаметр труби, а при обтіканні плити – її довжина по напрямкові руху.

4. Емпіричні рівняння в критериальному виді. Для поширення результатів досвіду на всі подібні між собою процеси проводять їхню обробку в критеріях подоби. Наприклад, у загальному виді критериальне рівняння конвективного теплообміну

$$Nu = f(Re, Gr, Pr, Fo, \dots).$$

У разі стаціонарного процесу теплообміну із критериального рівняння виключається критерій Фур'є:

$$Nu = f(Re, Gr, Pr)$$

У разі вимушеної конвекції із критериального рівняння виключається критерій Грасгофа:

$$Nu = f(Re, Gr)$$

У разі природної конвекції із критеріального рівняння виключається критерій Рейнольдса:

$$Nu = f(Gr, Pr).$$

Як правило, найбільш надійні залежності такого роду одержують у результаті відповідних експериментальних досліджень. При цьому одержувані обробкою досвідчених даних кореляційні співвідношення найчастіше представляють у формі зв'язку між безрозмірними комплексами, складеними у свою чергу з розмірних величин, що впливають на процес.

До розрахункового виду рівняння приводяться на підставі експериментальних даних, отриманих у конкретній гідродинамічній і геометричній обстановці.

Залежність між критеріями надають у вигляді статичної функції $Nu = c Re^n Pr^m$. Такого роду залежності є чисто емпіричними й застосовні лише в межах зміни аргументу, підтверджених дослідом. Нехай є статична залежність виду $Nu = c Re^n$. Під час графічного надання цієї функції в логарифмічних координатах одержуємо пряму лінію вигляду $\lg Nu = \lg c + n \lg Re$. Позначивши $\lg Nu = Y$, $\lg c = A$, $\lg Re = X$, одержимо рівняння прямої лінії $Y = A + n \cdot X$.

Значення n являє собою кутовий коефіцієнт $n = \operatorname{tg} \alpha$, де α – кут нахилу прямиї до осі абсцис, а постійна C визначається зі співвідношення $C = \frac{Nu}{Re^n}$, якому задовольняє будь-яка крапка прямої.

З конвективного теплообміну проведено дуже багато досліджень, на основі яких сьогодні є можливим визначити значення коефіцієнтів тепловіддачі для всіх основних випадків теплообміну. Розглянемо основні математичні залежності в процесах конвективного теплообміну.

А. Тепловіддача без зміння агрегатного стану потоку

1. Тепловіддача під час вільної (природної) конвекції рідини описується критеріальним рівнянням

$$Nu = c(Gr, Pr)^n.$$

Визначальною температурою в критерії Грасгофа є середня температура прикордонного шару $f = 0.5(t_{CT} + t_f)$, а $\Delta t = t_{CT} - t$. Числові значення C і n обираються залежно від режиму руху рідини, а саме від добутку $Gr \cdot Pr$.

Коефіцієнт тепловіддачі під час вимушеної конвекції теплоносія в трубі визначають за наступними рівняннями:

для турбулентного режиму ($Re > 10000$)

$$Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} (Pr/Pr_{CT})^{0.25}$$

для ламінарного режиму ($Re \leq 2320$)

$$Nu = 0.17 Re^{0.33} Pr^{0.43} Gr^{0.1} (Pr/Pr_{CT})^{0.25}$$

При поперечному обтіканні труби теплоносієм при $Re = 10 \dots 2 \cdot 10^5$ використовують рівняння

$$Nu = c Re^n Pr^{0.33} (Pr/Pr_{CT})^{0.25}$$

Визначальним розміром у цих рівняннях є еквівалентний діаметр каналу.

Фізичні параметри в критеріях Nu , Re і Pr визначаються за середньої температури рідини, а в критерії Pr_{CT} – за температури стінки.

$(Pr/Pr_{CT})^{0.25}$ ураховує вплив на тепловіддачу напрямку теплового потоку й температурного перепаду.

Під час розрахунків коефіцієнта тепловіддачі в зміювиках значення α , отримане по формулі $Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} (Pr/Pr_{CT})^{0.25}$, множать на коефіцієнт χ , що враховує розміри зміювика:

$$\chi = 1 + 3.54d/D,$$

де d – внутрішній діаметр труби зміювика, м; D – діаметр витка зміювика, м.

Для повітря формула $Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.43} (Pr/Pr_{CT})^{0.25}$ має вигляд $Nu = 0,018 Re^{0.8}$, тому що в цьому випадку $Pr/Pr_{CT}=1$.

Б. Тепловіддача під час змінювання агрегатного стану потоку

Зміна агрегатного стану відбувається під час конденсації пари, кипіння рідини, заморожування та розморожування, плавлення та затвердіння матеріалу. Особливість таких процесів теплообміну полягає у тому, що теплота підводиться до матеріалів або відводиться від них за постійної температури та розповсюджується не в одній, а у двох фазах.

1. Плівкова конденсація пари під час ламінарного стікання плівки описується узагальненим рівнянням:

$$Nu = C (Pr \cdot Ga \cdot Ku)^{0.25},$$

де C – коефіцієнт, що залежить від виду поверхні, на якій відбувається конденсація.

Для вертикальних стінок і труб $C = 0,943$, для горизонтальних труб $C = 0,728$.

Рішення цього рівняння відносно коефіцієнта тепловіддачі буде мати такий вигляд:

а) під час конденсації пари на поверхні пучка вертикальних труб або стінки висотою H :

$$\alpha = 1,154 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\nu \Delta t H}},$$

де r – теплота конденсації, Дж/кг;

ρ – густина конденсату, кг/м³;

λ – теплопровідність конденсату, Вт/(м·К);

ν – динамічний коефіцієнт в'язкості конденсату, Па·с;

Δt – різниця між температурами насичення і стінки, К;

H – висота вертикальної труби або стінки, м.

Параметри конденсату приймаються за середньої температури плівки конденсату;

б) під час конденсації пари на зовнішній поверхні одинокої горизонтальної труби діаметром d :

$$\alpha = 0,728 \sqrt{\frac{\lambda^3 \rho^2 g r}{\nu \Delta t d}}.$$

2. Бульбашковий режим кипіння рідини можна описати узагальненим рівнянням:

$$Nu = c Re^n Pr^m.$$

В області $10^{-2} < Re < 10^4$ рівняння набуває вигляду:

$$Nu = 0,125 Re^{0.66} Pr^{0.33}.$$

Для води під час кипіння за умов природної конвекції можна використати формулу:

$$\alpha = 6,87 q^{0.7} p^{0.4},$$

де p – тиск, МПа;

$q = Q/S$ – питоме теплове навантаження, Вт/м².

Теорема подоби

Теорема 1 встановлює зв'язок між константами подібності і дає вираз для критеріїв подібності: подібні між собою явища описують однаковими чи рівними за значенням критеріями подібності.

Висновок з першої теореми: в ході проведення експериментів вимірювати потрібно фізичні величини, що входять у критерій подібності.

Теорема 2 відповідає на запитання, як обробляти експериментальні дані. Вона встановлює можливість подання диференціального рівняння у вигляді залежності між критеріями, отриманими з цього диференціального рівняння. Будь-яку залежність між змінними, що характеризує будь-яке явище, можна подати у вигляді залежності критеріїв подібності.

Висновок з другої теореми: отримані залежності треба подавати у вигляді критеріїв подібності чи критеріальних рівнянь.

Теорема 3 відповідає на запитання, які умови неодмінні і достатні для подібності: подібні ті явища, умови однозначності яких подібні і визначальні критерії, складені з цих умов однозначності, чисельно рівні.

Висновок з третьої теореми: отримані залежності можна застосувати для реальних процесів, дотримуючись початкових, межових умов, геометричної і фізичної подібностей, а також часової подібності.

Теорема 4 (π-теорема). Вивчаючи складні явища і процеси (приклад, життєдіяльність людини), що залежать від великої кількості факторів, не можна скласти систему диференціальних рівнянь, що описують явище чи процес, однак, передбачувані фактори, які впливають на це явище, ми можемо виділити і позначити їх розмірність. Щоб відшукати залежність між виділеними факторами й описуваним явищем, використовують теорію розмірностей, в основу якої покладено π-теорему: загальну функціональну залежність, що зв'язує між собою n величин з m основними одиницями розмірностей, можна подати у вигляді залежності між $(n - m)$ безрозмірними комплексами, складеними з цих величин.

Знаходження коефіцієнта тепловіддачі α

Порядок використання критеріальних рівнянь для знаходження *коефіцієнта тепловіддачі α* :

- вибирають за довідником необхідне для заданих умов теплообміну критеріальне рівняння;
- розраховують чисельне значення визначальних критеріїв подоби й геометричних симплексів за заданими умовами;
- підставляють в обране критеріальне рівняння чисельне значення критеріїв подоби, геометричних симплексів, розрахованих за заданими умовами;
- знаходять чисельне значення критерію Нуссельта, звідки знаходять коефіцієнт тепловіддачі α .

Питання до лекції 27

- 27.1 Охарактеризуйте критерій Нуссельта, як його отримати.
- 27.2 Назвіть критерії тимчасової подоби
- 27.3 Назвіть визначальні та визначні критерії подоби
- 27.4 Назвіть як оброблюють чисельні результати експериментів.

Лекція 28. Складний теплообмін. Основне рівняння теплопередачі. Теплопередача через плоску, циліндричну одношарову і багатшарову стінки. Інтенсифікація теплових процесів. Русійна сила теплових процесів

Складний теплообмін

У теплових процесах променевий теплообмін часто супроводжується конвективним рухом середовища відносно тепловипромінюваної поверхні. Одночасна передача теплоти шляхом конвективного і променевого теплообміну називається *конвективно-променевим теплообміном* (таким чином, наприклад, здійснюється тепловіддача від стінок теплообмінних апаратів у доквілля). Обидва ці процеси не впливають один на одного, тому результуючий коефіцієнт тепловіддачі (показує, яка кількість теплоти переходить у доквілля за рахунок радіації та конвекції з 1 м^2 поверхні стінки апарату за 1 с з різницею температур між стінкою і доквіллям (повітрям), що дорівнює 1 К) і дорівнює сумі:

$$\alpha_{\Sigma} = \alpha + \alpha_r.$$

Коефіцієнт тепловіддачі конвекцією відносно мало залежить від температури теплоносія, в той час як коефіцієнт тепловіддачі випромінюванням, а отже, і сумарний коефіцієнт тепловіддачі істотно залежать від температури, що необхідно мати на увазі під час розрахунків конвективно-променевого теплообміну.

Під час розв'язування деяких задач для випадку тепловіддачі в закритих приміщеннях за температури стінки до 150°C сумарний коефіцієнт тепловіддачі може бути визначений так: $\alpha_{\Sigma} = 9,74 + 0,07(T_1 - T_2)$.

Теплообмін (теплопередача) через плоску стінку

Розглянемо теплопередачу через плоску одношарову стінку, з одного боку якої знаходиться гаряча вода, а з іншої — повітря. Нехай температура рідини, що нагріває, t_1 , а температура повітря, що нагрівається, t_4 ($t_1 > t_4$).

Процес передавання теплоти складається з процесу тепловіддачі від рідини, що нагріває до поверхні стінки, передавання теплоти теплопровідністю крізь стінку і процесу тепловіддачі від поверхні стінки до повітря, що нагрівається (за рахунок випромінювання і конвекції).

Запишемо рівняння теплообміну для випадку такої теплопередачі:

– рівняння тепловіддачі від рідини, що нагріває до поверхні стінки:

$$Q = \alpha_1 \cdot F \cdot (t_1^p - t_2^{ct}) \cdot \tau,$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від рідини, що нагрівається до стінки, Вт/(м²·К);

t_1^p – температура рідини, що нагріває, °С;

t_2^{ct} – температура поверхні стінки з боку рідини, що нагріває, °С.

– рівняння теплопровідності через стінку:

$$Q = \lambda \cdot \frac{F(t_2^{ct} - t_3^n) \cdot \tau}{\delta},$$

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

δ – товщина стінки, м;

t_3^n – температура поверхні стінки з боку середовища, що нагрівається (повітря), °С.

– рівняння тепловіддачі від поверхні стінки до середовища, що нагрівається (повітря):

$$Q = \alpha_2 \cdot F \cdot (t_3^n - t_4) \cdot \tau,$$

де α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від поверхні стінки до середовища, що нагрівається (повітря), Вт/(м²·К);

t_4 – температура середовища, що нагрівається (повітря), °С.

Розв'язавши усі рівняння цього теплообміну відносно температурного напору (різниці температур між рідиною і повітрям), отримаємо рівняння теплообміну потоку, що називається *основним рівнянням теплопередачі*:

$$Q = K \cdot F \cdot (t_1^p - t_4) \cdot \tau = K \cdot F \cdot \Delta t_{\text{сер}} \cdot \tau,$$

де Q – кількість теплоти, яку передано від більш нагрітого теплоносія (гарячої води) до менш нагрітого (повітря), Дж;

$\Delta t_{\text{сер}}$ – середня різниця температур між теплоносіями, °С;

K – коефіцієнт теплопередачі.

Фізичний сенс коефіцієнта теплопередачі: кількість теплоти, переданої з одного середовища в інше через одиницю твердої поверхні за одиницю часу з різницею температур середовищ в один градус.

Величину $1/K$ називають *термічним опором* теплопередачі:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2},$$

де $\frac{1}{\alpha_1}$ і $\frac{1}{\alpha_2}$ – термічні опори тепловіддачі;

$\frac{\delta}{\lambda}$ – термічний опір теплопровідності стінки.

З рівняння теплопередачі виходить, що чим більше величина K , тим інтенсивніший теплообмін. Отже, для інтенсифікації процесу теплообміну потрібно збільшувати коефіцієнти тепловіддачі α_1 і α_2 .

Теплопередача через плоску багат шарову стінку

У розрахунках процесів теплообміну задають температуру зовні, теплообмін від середовища до стінки відбувається способом тепловіддачі, а теплообмін через стінку – теплопровідністю, після, від стінки до середовища – способом тепловіддачі (рис. 28.1).

Записавши для багат шарової стінки теплопередачу, що складається з процесу тепловіддачі від рідини, що нагріває до поверхні стінки, передавання теплоти

теплопровідністю крізь стінку 1 до стінки 2, через стінку 2 і процесу тепловіддачі від поверхні стінки до повітря, що нагрівається, отримаємо за законами Ньютона–Ріхмана і Фур’є для сталого процесу теплопередачі наступні вирази:

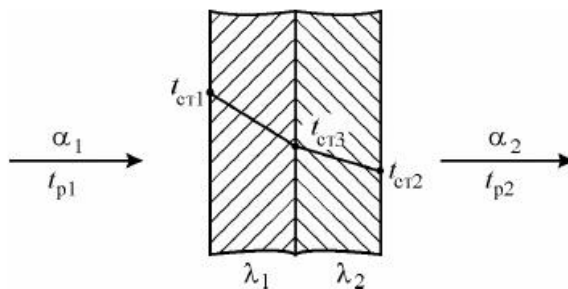


Рис. 28.1 – Теплопередача через плоску багат шарову стінку

$$Q = \alpha_1 \cdot F \cdot (t_1^p - t_{cr1})$$

$$Q = \frac{\lambda_1}{\delta_1} \cdot F \cdot (t_{cr1} - t_{cr3})$$

$$Q = \frac{\lambda_2}{\delta_2} \cdot F \cdot (t_{cr3} - t_{cr2})$$

$$Q = \alpha_2 \cdot F \cdot (t_{cr2} - t_2^p).$$

Перетворимо ці вирази, переносючи термічні опори до лівої частини рівнянь і додавши ліві і праві частин рівнянь отримаємо:

$$Q = \left(\frac{1}{\alpha_1} + \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \frac{1}{\alpha_2} \right) = F \cdot (t_1^p - t_2^p),$$

звідки коефіцієнт теплопередачі знадейться як:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_{i=1}^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}}.$$

Рівняння теплопередачі через циліндричну одношарову і багат шарову стінки

Розгляньмо *циліндричну стінку* (рис. 28.2), з одного боку якої рідина з температурою t_{p1} , з другого – з t_{p2} ; причому $t_{p1} > t_{p2}$.

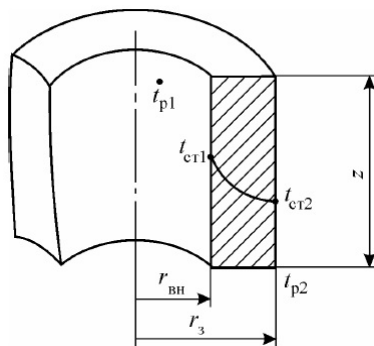


Рис. 28.2 – Теплопередача через циліндричну стінку

Теплота за законами Ньютона–Ріхмана і Фур’є від більш нагрітої рідини передається до стінки способом тепловіддачі:

$$Q = \alpha_1 \cdot F_{вн} \cdot (t_1^p - t_2^{cr}) = \alpha_1 \cdot 2\pi r_{вн} z \cdot (t_1^p - t_2^{cr}),$$

через тверду стінку – способом теплопровідності:

$$Q = \frac{2\lambda\pi z}{2,31g \frac{r_3}{r_{\text{вн}}}} \cdot (t_1^{\text{п}} - t_2^{\text{сг}}),$$

від стінки в менш нагріте середовище – способом тепловіддачі:

$$Q = \alpha_2 \cdot 2\pi r_3 z \cdot (t_2^{\text{сг}} - t_2^{\text{п}}) = \alpha_2 \cdot F_3 \cdot (t_2^{\text{сг}} - t_2^{\text{п}}).$$

Після перетворення маємо величину коефіцієнта теплопередачі циліндричної одношарової стінки:

$$K_R = \frac{2\pi}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot r_{\text{вн}}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot 2,31g \frac{r_3}{r_{\text{вн}}} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot r_3}}.$$

Для багатошарової стінки коефіцієнтом теплопередачі має вигляд:

$$K_R = \frac{2\pi}{\frac{1}{\alpha_1 \cdot r_{\text{вн}}} + \sum_{i=1}^n \frac{1}{\lambda_i} \cdot 2,31g \frac{r_{3i}}{r_{\text{вн}i}} + \frac{1}{\alpha_2 \cdot r_3}},$$

де K_R — коефіцієнт теплопередачі для багатошарової циліндричної стінки.

Інтенсифікація теплових процесів

Мета інтенсифікації процесів теплообміну полягає у підвищенні ефективності роботи апаратів і зменшенні витрат ними теплової енергії. Найбільш важливими напрямками для досягнення цього є інтенсифікація теплообмінних процесів і утилізація теплоти, тобто її регенерація. Найважливішими напрямками підвищення ефективності теплообмінних процесів є такі:

1. Зменшення термічного опору стінки δ/λ , крізь яку відбувається теплообмін
2. Заміна вільної конвекції на примусову.
3. Забезпечення турбулентного руху теплообмінних середовищ в апараті.
4. Видалення повітря і неконденсуючих газів із робочих камер, де гріючим агентом є пара.
5. Своєчасне відведення конденсату із парових об'ємів. Високий рівень конденсату істотно знижує ефективність теплообміну.
6. Підвищення різниці температур і теплового потоку (якщо це є можливим за технологічними умовами обробки продукції).
7. Оптимізація розмірів і форми продуктів, що підлягають тепловій обробці.
8. Правильний вибір виду теплового апарата залежно від продукції, що нагрівається.

Регенерація теплоти. Раціональним шляхом утилізації й економії теплової енергії є її регенерація (рекуперація). Суть регенерації полягає в тому, що гарячі рідина чи газ використовують для попереднього нагрівання холодних рідин чи газів.

Регенерація найбільш прийнятна там, де гарячу рідину необхідно охолоджувати. Регенерація теплоти можлива не тільки від продукту до продукту, але і через проміжний агент, наприклад воду.

Рушійна сила теплообмінних процесів

Рушійна сила теплообмінних процесів – різниця температур теплоносіїв. Процеси теплообміну в апаратах безперервної дії можуть здійснюватися за наступними схемами руху теплоносіїв:

- прямоток (х. і г. теплоносії рухаються паралельно й в одному напрямку);
- протитечія (х. і г. теплоносії рухаються паралельно й у протилежному напрямку);
- перехресний або змішаний потоках (теплоносії протікають у перехресному напрямку).

На рис. 28.3 показаний характер зміни температур теплоносіїв при прямотоке й протитечії. Один з теплоносіїв G_1 проохолоджується від температури t_1' до t_1'' , а інший G_2 нагрівається від t_2' до t_2'' .

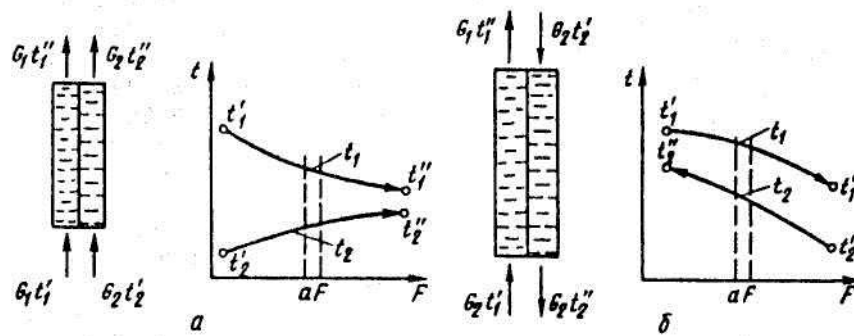


Рис. 28.3 – Схеми зміни температур теплоносіїв:
а – у разі прямого току; б – у разі протитечії

Як видно з рис. 28.3, у разі прямого току на вході теплоносіїв у теплообмінник локальна рушійна сила максимальна: $\Delta t_{\max} = t_1' - t_2'$, а на виході з апарата мінімальна: $\Delta t_{\min} = t_1'' - t_2''$. Така ж картина спостерігається й у разі протитечії. Тому при розрахунках процесів теплопередачі користуються *середньою рушійною силою процесу*:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\max} - \Delta t_{\min}}{\ln \frac{\Delta t_{\max}}{\Delta t_{\min}}}$$

Величина температурного напору, усереднена по поверхні, називається *середньологарифмічною різницею температур*, перебуває для різних схем руху теплоносіїв по-різному. Це відношення слушне й для випадку противоточного руху теплоносіїв уздовж поверхні теплообміну.

За невеликих змін температур теплоносіїв, коли $\frac{\Delta t_{\min}}{\Delta t_{\max}} \geq 0,5$, середню різницю температур обчислюють як *середньоарифметичну різницю температур*:

$$\Delta t_{\text{cp}} = \frac{\Delta t_{\max} + \Delta t_{\min}}{2}$$

при цьому помилка не перевищує 5 %.

Крім простих схем руху, на практиці здійснюються й складні: одночасно прямих і протитечія або багаторазово перехресний струм.

На рис. 28.4 наведені схеми, що найбільше часто зустрічаються у разі змішаного руху

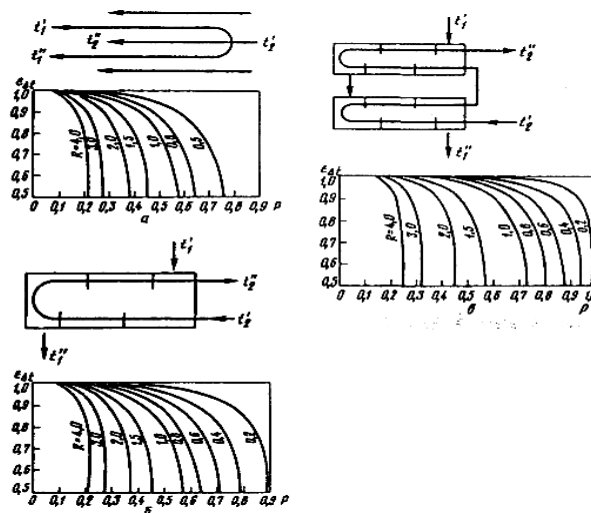


Рис. 28.4 – Схеми руху теплоносіїв і коефіцієнти $\epsilon_{\Delta t}$, під час змішаного руху теплоносіїв

У разі перехресного й змішаного потоку теплоносіїв середню рушійну силу обчислюють за формулою середньологарифмічного усередненого температурного напору,

уводячи коефіцієнт $\varepsilon_{\Delta t}$ - виправлення, на яке множиться среднелогарифмический температурний напір:

$$\Delta t_{cp} = \varepsilon_{\Delta t} \cdot \frac{\Delta t_{max} - \Delta t_{min}}{\ln \frac{\Delta t_{max}}{\Delta t_{min}}}.$$

Поправочний коефіцієнт $\varepsilon_{\Delta t}$ визначається за графіками залежно від схеми потоків і співвідношення температур теплоносіїв (наведені в довідковій літературі) для знаходження якого розраховують вспомогательные величини P і R (наявні на цих графіках) по формулах Боумана:

$$P = \frac{(t_{2\text{кон}} - t_{2\text{нач}})}{(t_{1\text{нач}} - t_{2\text{нач}})} \quad \text{та} \quad R = \frac{(t_{1\text{нач}} - t_{1\text{кон}})}{(t_{2\text{кон}} - t_{2\text{нач}})},$$

які представляють собою відношення ступеня нагрівання холодного теплоносія до макс. можливого перепаду температур у ТА й відповідно відношення ступеня охолодження гарячого теплоносія до ступеня нагрівання холодного теплоносія.

Питання до лекції 28

- 28.1 Охарактеризуйте складний теплообмін
- 28.2 Назвіть основне рівняння теплопередачі
- 28.3 Охарактеризуйте термічні опори
- 28.4 Назвіть мету інтенсифікації процесів тепломасообміну

ЗМ 6. Апарати для проведення теплообмінних процесів, устрій, класифікація, розрахунок основних параметрів.

Лекція 29. Теплообмінні апарати: класифікація, конструкції, розрахунок основних параметрів

Теплообмінним апаратом називається обладнання, у якому здійснюється процес переносу тепла від одного теплоносія до іншого.

За *принципом дії* теплообмінні апарати ділять на:

- рекуперативні (перенос тепла здійснюється через поділяючу теплоносіїв стінку);
- регенеративні (теплопередача протікає у два етапи, тобто поперемінно протікає те холодний, те гарячий теплоносії).

Класифікація *за призначенням*: холодильники; підігрівники; випарники; конденсатори.

За *конструкцією* теплообмінні апарати бувають:

- апарати виготовлені із труб (кожухотрубчатые теплообмінники; теплообмінники типу «труба в трубі»; заглибні змієвикові; зрошувальні; АПО);
- апарати з поверхнею теплообміну, виготовленої з листового матеріалу (пластинчасті й спіральні);
- апарати з поверхнею теплообміну, виготовленої з неметалічного матеріалу (графітові; пластмасові; скляні).

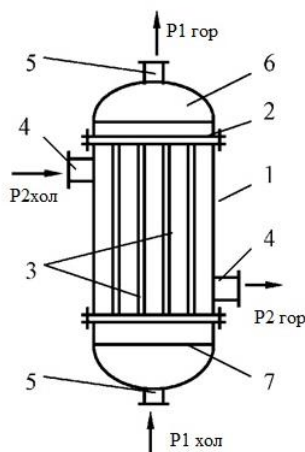
Залежно від *способу передачі тепла* розрізняють дві основні групи теплообмінників:

- поверхневі, де перенос тепла між робочими середовищами здійснюється через тверду стінку, що розділяє їх (безпосередній контакт між середовищами виключений).
- змішання, у яких тепло передається від одного середовища до іншого під час їх безпосереднього зіткнення відбувається змішання гарячого й холодного теплоносія – (градирні, скрубери).

В процесі вибору апарата для того або іншого технологічного процесу необхідно враховувати: температурний режим; тиск; фізико-хімічні властивості теплообмінюючихся засобів, їх агресивність і т.п.

Конструкції теплообмінних апаратів

Розглянемо конструкцію теплообмінного апарату на прикладі розповсюджену вального типу апарату – кожухотрубний (одноходовий). Теплообмінник (рис. 29.1) являє собою пучок труб, розташованих у циліндричному корпусі 1 (кожусі). Простір між трубками 3 і бічною поверхнею кожуха називається міжтрубним. Трубки завальцьовані (закріплені) або приварені до трубних ґрат 2. До фланців корпуса кріпляться кришка 6 і днище 7, що мають патрубки 5 для підведення й відводу теплоносія (робочої рідини P1). На корпусі також є патрубки 4 для підведення й відводу робочої рідини P2.



1 – корпус; 2 – трубні ґрати; 3 – грійочі труби; 4 – патрубки для рідини P2; 5 – патрубки для рідини P1; 6 – кришка; 7 – днище

Рис. 29.1 – Кожухотрубний теплообмінник

Трубки звичайно мають діаметр $d > 10$ мм і виготовляються з матеріалів, що добре проводять тепло. Великим *недоліком* одноходових теплообмінників, призначених для нагрівання або охолодження рідин, є невідповідність між пропускною здатністю пучка трубок і площею теплообміну. Так, трубка діаметром 20 мм за швидкості потоку 1 м/сек може пропустити близько 1000 л/година рідини; при цьому площа поверхні трубки за звичайної довжини 3,5 м становить усього близько 0,2 м², що явно недостатньо для істотного підігріву такої великої кількості рідини. Тому доводиться зменшувати швидкість руху рідини в трубці, що призводить до зниження коефіцієнта тепловіддачі.

Цей *недолік можна усунути* в першу чергу шляхом угруповання труб в окремі пучки (ходи) і обладнання відповідних перегородок. У цьому випадку ми досягаємо ефекту не за рахунок зниження швидкості потоку, а в результаті збільшення його шляху в кілька разів. Такий теплообмінник називається *багатоходовим* – робоча рідина проходить через трубний простір у кілька ходів, протікаючи послідовно через усі пучки труб.

Типові конструкції кожухотрубчатих теплообмінників:

ТН – теплообмінник кожухотрубчатий з жорстким корпусом і нерухомими трубними ґратами, вертикальний або горизонтальний, одноходовий або багатоходовий;

ТЛ – теплообмінник з лінзовим компенсатором на корпусі й з жорстко закріпленими трубними ґратами, вертикальний або горизонтальний, з різним числом ходів;

ТП – теплообмінник з жорстким корпусом і плаваючими трубними ґратами, вертикальний або горизонтальний, з парним числом ходів;

ТУ – теплообмінник з жорстким корпусом і з “U” – образними трубами.

Перераховані теплообмінники використовуються в якості підігрівачів, холодильників, дефлегматорів, конденсаторів і теплообмінних апаратів іншого призначення.

Перевага апаратів даного типу це простота виготовлення й експлуатації; надійність і універсальність у роботі; апарати даного типу можна використовувати в широкому діапазоні температур і тисків, і при будь-якій комбінації теплоносіїв.

Кожухотрубчатые апарати виконують п'яти видів: Н – апарати з нерухливими трубними ґратами; К – теплообмінники з компенсатором на кожусі; У – апарат з U-подібними трубами; П – теплообмінник із плаваючою голівкою; ПК – теплообмінник із плаваючою голівкою й компенсатором на ній.

Порядок розрахунку теплообмінної апаратури

Розрахунки ТА підрозділяють на:

- конструктивні (проектні) розрахунки (або основні) – проектування ТА для конкретного виробництва;
- перевірочні – виконують для перевірки поверхні ТА зміни, що працює в технологічній схемі у випадку, витрат або температур теплоносіїв (за оновленою технологією, наприклад).

Послідовність розрахунків ТА:

1. Тепловий розрахунки (тобто розрахунки поверхні теплопередачі).
2. Конструктивний розрахунки (тобто розрахунки основних розмірів ТА й добір по стандартизованій поверхні ТА інших розмірів, які не входять у розрахункові величини).
3. Гідравлічний розрахунки (тобто розрахунки гідравлічного опору для всіх елементів ТА (трубне й межтрубное простір)).
4. Механічний (або прочностной) розрахунки (тобто розрахунки основних елементів ТА на міцність (на розрив окремих деталей ТА)).
5. Техніко-економічний розрахунки.

Тепловий розрахунки ТА.

Метою теплового розрахунків є визначення поверхні нагрівання теплообмінної апаратури, а також витрати теплоносіїв. Після якого можна розрахувати основні конструктивні розміри апарата. Основними кінетичними характеристиками процесу теплопередачі є середня різниця температур, коефіцієнт теплопередачі, кількість переданої теплоти (від цієї величини залежать розміри теплообмінної апаратури).

Зв'язок між кількістю переданої теплоти й площею поверхні теплообміну визначається основним рівнянням теплопередачі

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \cdot \tau \quad \text{несталий режим}$$

$$Q = K \cdot F \cdot \Delta t_{cp} \quad \text{сталий режим}$$

де Q – кількість переданої теплоти;

K – коефіцієнт теплопередачі між середовищами;

F – площа поверхні теплообміну;

Δt_{cp} – різниця температур між середовищами – рушійна сила процесу;

$d\tau$ – тривалість процесу.

Площа поверхні теплообміну (теплопередачі) апарата визначається по формулі

$$F = \frac{Q}{K \cdot \Delta t_{cp}}$$

Щоб скористатися цим рівнянням, необхідно знати кількість переданої теплоти, яке визначається з теплового балансу, середню різницю температур (рушійну силу процесу) і коефіцієнт теплопередачі між середовищами.

Найбільші труднощі представляє розрахунки середньої різниці температур між теплоносійми, яка визначається по початкових і кінцевих температурах теплоносіїв і ускладнюється позовжнім перемішуванням теплоносіїв, а також визначення коефіцієнта теплопередачі, який залежить від режиму руху теплоносіїв, а також від умов, у яких протікає теплопередача. Передача теплоти може здійснюватися теплопровідністю, тепловим випромінюванням і конвекцією.

Порядок розрахунку теплообмінної апаратури

Розрахунки ТА підрозділяють на:

- конструктивні (проектні) розрахунки (або основні) – проектування ТА для конкретного виробництва;
- перевірочні – виконують для перевірки поверхні ТА зміни, що працює в технологічній схемі у випадку, витрат або температур теплоносіїв (за оновленою технологією, наприклад).

Послідовність розрахунків ТА:

1. Тепловий розрахунки (розрахунок поверхні теплопередачі).
2. Конструктивний розрахунки (розрахунок основних розмірів ТА й добір по стандартизованій поверхні ТА інших розмірів, які не входять у розрахункові величини).
3. Гідрравлічний розрахунки (розрахунок гідрравлічного опору для всіх елементів ТА (трубне й межтрубне простір)).
4. Механічний (або прочностной) розрахунки (розрахунок основних елементів ТА на міцність (на розрив окремих деталей ТА)).
5. Техніко-економічний розрахунки.

Теплове навантаження ТА

Теплове навантаження апарата визначається з рівняння теплового балансу.

Позначимо тепло, що віддається більш нагрітим теплоносієм (Q_1^{top}), затрачається на нагрівання більш холодного теплоносія ($Q_2^{\text{хол}}$), і деяка відносно невелика частина тепла витрачається на компенсацію втрат тепла апаратом у навколишнє середовище ($Q_{\text{втр}}$), яке не перевищує 3 - 5% корисно використовуваного тепла в теплообмінних апаратах, покритих тепловою ізоляцією (тому в розрахунках нею можна зневажити), тоді тепловий баланс (теплове навантаження апарата) виразиться рівністю

$$Q = Q_1^r = Q_2^x,$$

де Q – теплове навантаження апарата.

Нехай масова витрата більш нагрітого теплоносія становить G_1^r його ентальпія (тепломісткість при початковій температурі) $I_1^{\text{нач}}$ на вході в апарат і на виході з апарата $I_1^{\text{кон}}$. Відповідно витрата більш холодного теплоносія G_2^x , його початкова ентальпія $I_2^{\text{нач}}$ й кінцева ентальпія $I_2^{\text{кон}}$. Тоді рівняння теплового балансу прийме вид

$$Q = G_1^r (I_1^{\text{нач}} - I_1^{\text{кон}}) = G_2^x (I_2^{\text{нач}} - I_2^{\text{кон}}).$$

Якщо теплообмін протікає без зміни агрегатного стану теплоносіїв (нагрівання, охолодження), те ентальпії останніх дорівнюють добутку теплоємності з на температуру t :

$$\begin{aligned} I_1^{\text{нач}} &= c_1^r t_1^{\text{нач}} & \text{і} & & I_1^{\text{кон}} &= c_1^{\text{кон}} t_1^{\text{кон}} \\ I_2^{\text{кон}} &= c_2^{\text{кон}} t_2^{\text{кон}} & \text{і} & & I_2^{\text{нач}} &= c_2^{\text{нач}} t_2^{\text{нач}}. \end{aligned}$$

де $c_{1\text{поч}}$ і $c_{1\text{кін}}$ – середні питомі теплоємності більш нагрітого теплоносія в межах зміни температур від 0 до $t_{1\text{поч}}$ і до $t_{1\text{кін}}$ відповідно;

$c_{2\text{поч}}$ і $c_{2\text{кін}}$ – середні питомі теплоємності більш холодного теплоносія в межах зміни температур від 0 до $t_{2\text{поч}}$ і до $t_{2\text{кін}}$ відповідно.

У першому наближенні замість середніх питомих теплоємностей у вираження ентальпій можуть бути підставлені дійсні питомі теплоємності, що відповідають середньоарифметичній температурі, наприклад $t/2$, під час зміни температур від 0 до t . У технічних розрахунках ентальпії часто не розраховують, а знаходять їхні значення при даній температурі з теплових і ентропійних діаграм або з довідкових таблиць.

Якщо теплообмін протікає під час зміни агрегатного стану теплоносія (конденсація пари, випар рідини) або в процесі теплообміну протікають хімічні реакції, супроводжувані тепловими ефектами, то в тепловому балансі повинне бути враховане тепло, що виділяється при фізичному або хімічному перетворенні. Так, при, конденсації насиченого пари, що є агентом, що гріють, $I_1^{\text{поч}}$ величина являє собою ентальпію вступника в апарат пари, $I_1^{\text{поч}}$ а — ентальпію парового конденсату, що віддається.

У випадку використання перегрітого пари його ентальпія $I_1^{\text{поч}}$ складається з тепла, що віддається пором при охолодженні від температури пари до температури насичення, тепла конденсації пари й тепла, що виділяється при охолодженні конденсату. Під час обігрівання насиченою парою конденсат не охолоджується і $t_{\text{кон}} = t_{\text{пара}} = t_{\text{нас}}$.

Підігрівники та випарники. У випадку заданої кількості холодного теплоносія й відомої його початкової та кінцевої температур, теплове навантаження для підігрівника $Q = G_2^x (I_2^{\text{поч}} - I_2^{\text{кін}})$, а для випарника $Q_{\text{вип}} = G_2^x \cdot r_{\text{вип}}$, де r – теплота випару.

Якщо у випарнику відбувається також підігрів рідини, то

$$Q = Q_{\text{під}} + Q_{\text{вип}} = G_2^x (I_2^{\text{поч}} - I_2^{\text{кін}}) + G_2^x \cdot r_{\text{вип}}$$

Холодильники та конденсатори. У випадку заданої кількості горячого теплоносія й відомої його початкової та кінцевої температур, теплове навантаження для холодильника складає $Q = G_1^r (I_1^{\text{поч}} - I_1^{\text{кін}})$, а для конденсатора $Q_{\text{конд}} = G_1^r \cdot r_{\text{конд}}$, де r – теплота конденсації.

Якщо в конденсаторі відбувається охолодження перегрітих пар від T_1 до $T_{\text{конд}}$ і охолодження конденсату (переохолодження) від $T_{\text{конд}}$ до T_2 , то теплоохолодження перегрітих парів $Q_{\text{перегр.п.}} = G \cdot C_p \cdot (T_1 - T_{\text{конд}})$, а тепло охолодження конденсату

$$Q_{\text{охл.п.}} = G \cdot C_p \cdot (T_{\text{конд}} - T_2), \quad \text{тоді повне теплове навантаження конденсатора:}$$

$$Q = Q_{\text{перегр.п.}} + Q_{\text{конд}} + Q_{\text{охл.п.}}$$

Теплообмінники. Звичайно задані кількості теплоносіїв і початкові температури горячого та холодного теплоносія, при цьому ухвалюють кінцеву температуру горячого або холодного теплоносія, тоді теплове навантаження визначається так:

$$Q = G_1^r c_1^r (t_1^{\text{поч}} - t_1^{\text{кін}}) = G_2^x c_2^x (t_2^{\text{поч}} - t_2^{\text{кін}}).$$

Питання до лекції 29

- 29.1 Класифікуйте теплообмінні апарати
- 29.2 Назвіть як знайти площу поверхні теплообміну
- 29.3 Охарактеризуйте повір очний розрахунок та конструктивний розрахунок
- 29.4 Назвіть як визначити теплове навантаження теплообмінного апарату

Лекція 30. Основи процесу випарювання. Методи випарювання. Основні величини, що характеризують роботу випарного апарата

Основні поняття.

Випарюванням називається процес часткового видалення розчинника з розчинів шляхом кипіння останніх, коли тиск пар розчинника дорівнює тиску в надрозчинному просторі. Розчин будь-якої солі, що підлягає випарюванню, будемо називати *вихідним, або свіжим розчином*. Розчин, одержуваний у процесі випарювання, називають *упареним*. Тепло, необхідне для випарювання, звичайно підводить із насиченою водяною парою через стінку, що відокремлює теплоносія від розчину. Ця пара, що *гріє*, називається *первинною*, а пара, що виділяється, з розчинника – *вторинним*.

Особливістю процесу випарювання є сталість температур кипіння у разі заданого тиску й складу розчину. Звичайно з розчину видаляють лише частину розчинника з таким розрахунками, щоб розчин залишався в текучому стані і його можна було у відповідності з технологічною схемою перекачувати в інший апарат або споживачеві. У ряді випадків при випарюванні розчинів твердих речовин відбувається насичення розчину й випадання твердої речовини. У цьому випадку випарювання супроводжується процесом *кристалізації*. Таким чином, випарювання застосовують як для підвищення концентрації розведених розчинів, так і для виділення з них твердої речовини шляхом кристалізації.

Методи випарювання

Випарювання проводять у випарних апаратах працюючих під *вакуумом*, при *надлишковому й атмосферному* тисках залежно від властивостей розчину й можливості використання тепла вторинної пари.

Випарювання *під вакуум* дозволяє збільшити рушійну силу теплопередачі і, як наслідок, зменшити площу поверхні нагрівання випарного апарата й тим самим його матеріалоемність, однак застосування вакууму викликає подорожчання випарної установки.

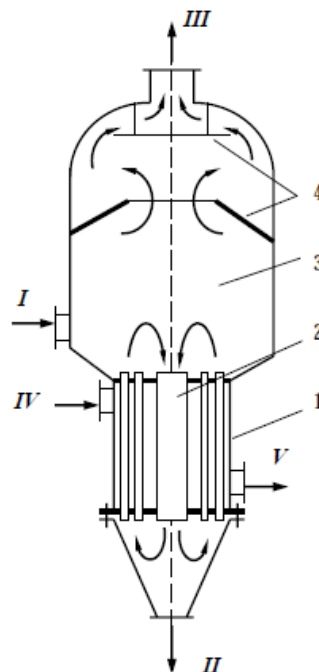
У випадку проведення випарювання під *надлишковим тиском* вторинна пара може бути використана як теплоносій у підігрівниках, для опалення теплиць і інших внутрішньозаводських потреб. Однак такий метод випарювання пов'язаний з підвищенням температури кипіння розчину. Тому його застосування в хімічній промисловості обмежене властивостями розчинів, які повинні бути термічно стійкими. При такому виді випарювання утворюється вторинна пара, що відбирається на сторону, називають *екстра-паром*.

У разі випарювання під *атмосферним тиском* вторинна пара, що утворюється, не використовується й звичайно скидається в атмосферу. Такий спосіб випарювання найбільш простий, але найменш економічний.

У хімічній галузі широко використовують *однократне випарювання*, здійснюване періодично або безупинно в однокорпусних випарних апаратах, і *багаторазове*, проведене безупинно в багатокорпусних випарних установках, складених з декількох випарних апаратів.

Однокорпусна випарна установка призначена для однократного безперервного випарювання й застосовується в малотоннажних виробництвах. Вторинна пара, що утворюється під час випарювання в цих установках, не використовується, а конденсується в конденсаторі.

Випарний апарат (рис. 30.1) складається з камери, що гріє, 1, простір якої обмежено стінками апарата та міжтрубними ґратами. У простір камери, що гріє, подається насичена водяна пара IV, а конденсат V видаляється з її нижньої частини. Розчин I, що випарюється, піднімаючись знизу нагору по кип'ятильних трубках, нагрівається й кипить із утворенням вторинної пари. Частина рідини опускається по центральній трубці 2 у нижню частину граючої камери і направляється назад у кип'ятильні трубки. Таким чином, відбувається безперервна циркуляція по замкненому контуру внаслідок різниці плотностей розчину в центральній трубці й парожидкостної емульсії в кип'ятильних трубках. Упарений розчин II віддаляється через патрубок, розташований у дніще апарата. Свіжий розчин I подається надверхніми трубними ґратами. Вторинна пара III заповнює надрозчинний обсяг сепаратора 3, звідки приділяється крізь пастку 4, що затримує бризи і капельки рідини, через верхній патрубок у конденсатор.



1 – гріюча камера; 2 – циркуляційна труба; 3 – сепаратор; 4 – бризквловлювач;
I – вхідний р-н, II – упарений розчин, III – вторинна пара, IV – гріюча пара, V – конденсат

Рис. 30.1 – Однокорпусний випарний апарат

В однокорпусній випарній установці витрата граючої пари складає більш 1 кг на 1 кг випаруваної води. Економічність процесу може бути підвищена тільки за рахунок раціонального використання вторинної пари, як це відбувається, наприклад, у багатокорпусних випарних установках, найбільше часто на практиці використовується прямоточна схема випарювання, то розглянемо більш детально її роботу на прикладі трикорпусної випарної установки (рис. 30.2).

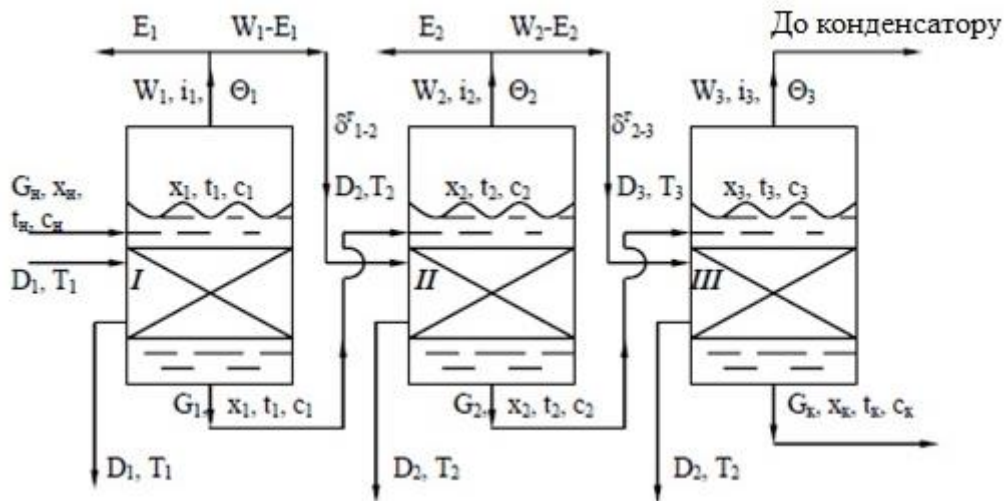


Рис. 30.2 – Багатокорпусна випарна установка. Прямоточна схема випарювання .

Початковий розчин з концентрацією $x_{\text{поч}}$ і температурою $t_{\text{поч}}$ безупинно надходить із витратою $G_{\text{поч}}$ у перший корпус, де він випарюється за рахунок теплоти конденсації пари, що гріє, до концентрації x_1 за температурі t_1 . Вторинна пара, що утворюється в першому корпусі з температурою Θ_1 , направляється в гріючу камеру другого корпуса, що працює за меншого тиску в зоні випарювання, чим в першому. Внаслідок зниженого тиску розчин тут кипить за більш низької температури, ніж у першому корпусі.

Зниження температури характеризується гідравлічною депресією паропроводу $\delta_{1-2}^r = \Theta_1 - T_2$. Тому, температура кипіння розчину в другому корпусі повинна бути нижче температури конденсації пари, що гріє (тобто вторинної пари з першого корпуса): $t_2 < T_2 = \Theta_1 - \delta_{1-2}^r$.

У другому корпусі розчин випарюється до концентрації x_2 за рахунок *теплоти конденсації пари й самовипару розчину* внаслідок падіння тиску й зниження температури кипіння від t_1 до t_2 .

У третьому корпусі вторинною парою, що обігрівається, із $T_3 = \Theta_2 - \delta_{2-3}^r$ другого корпуса, розчин випарюється до необхідної кінцевої концентрації x_3 за температури кипіння t_3 . Вторинна пара із третього корпуса направляється в конденсатор змішання з метою створення в ньому вакууму.

У роботі багатокорпусної випарної установки вигідно відводити частина вторинної пари на сторону (якщо тільки є споживач цієї пари), тобто екстра-пара. На наведеній схемі E_1 – екстра-пара з першого корпуса, E_2 – із другого. Тоді у разі одержання потоків W_1 і W_2 вторинної пари в першому й у другому корпусах на обігрів наступних корпусів направляють потоки вторинної пари $D_2 = W_1 - E_1$ і $D_3 = W_2 - E_2$.

Основні величини, що характеризують роботу випарного апарата

Інтенсивність випарювання в першу чергу залежить від *температурного перепаду (температурного напору)*, який являє собою різницю між температурами гріючого (первинного) пару й киплячого розчину, отже рушійну силу процесу.

Повною різницею температур $\Delta t_{\text{полн}}$ будемо називати різницю між температурами первинної $t_{\text{перв.п.}}$ й вторинної $t_{\text{втор.п.}}$ пари наприкінці паропроводу, що відводить його із сепаратора:

$$\Delta t_{\text{полн}} = t_{\text{перв.п.}} - t_{\text{втор.п.}}$$

Процес теплопередачі під час випарювання відбувається за рахунок *корисної різниці температур*, яка менше повної на величину температурних втрат Δ :

$$\Delta t = \Delta t_{\text{полн}} - \Delta$$

Температурні втрати складаються із трьох складових:

$$\Delta = \Delta_t + \Delta_{\text{гвл}} + \Delta_{\text{гст}}$$

де Δ_t – температурна депресія: $\Delta t = T_{\text{кип.р-ра}} - T_{\text{раст-ля}}$ (значення Δ_t залежить від природи розчиненого речовини й розчинника, концентрації розчину й тиску);

$\Delta_{\text{гст}}$ – гідростатична депресія: $\Delta_{\text{гст}} = t_{\text{води}} - T_{\text{втор.п.}}$ (обумовлена тим, що деяка частина висоти кип'ятильних труб випарного апарата заповнена рідиною, над якою перебуває парорідинна емульсія; вміст пари в ній різко зростає в напрямку до верхньої крайки труб, і внаслідок *гідростатичного тиску* стовпа рідини відбувається підвищення температури кипіння розчину, пов'язане із зазначеним гідростатичним ефектом);

$\Delta_{\text{гвл}}$ – гідравлічна депресія (звичайно коливається в межах 0,5–1,5 °С) обумовлена гідравлічними опорами, які повинен подолати вторинну пару при його русі

Через температурні втрати *температура кипіння розчину* повинна бути більше температури вторинної пари, що перебуває над ним:

$$T_{\text{кип.р-ра}} = t_{\text{втор.п.}} + (\Delta_{\text{гст}} + \Delta t)$$

Тоді *корисну різницю температур* можна виразити в такий спосіб:

$$\Delta T_{\text{пол}} = t_{\text{перв.п.}} - t_{\text{втор.п.}} - \sum \Delta + = t_{\text{греющ.п.}} - t_{\text{кип.р-ра}}$$

Питання до лекції 30

- 30.1 Класифікуйте методи випарювання, вкажіть їх недоліки та переваги
- 30.2 Надайте визначення таким поняттям, як *свіжий* розчин, упарений розчин, гріюча пара, вторинна пара
- 30.3 Охарактеризуйте роботу багатокорпусної випарної установки
- 30.4 Назвіть чим відрізняється корисна різниця температур від повної різниці температур

Лекція 31. Удосконалювання техніки випарювання. Розрахунки випарної установки. Розрахунок багатокорпусних випарних установок. Конденсація. Устрій та розрахунок барометричного конденсатора

Удосконалювання техніки випарювання.

Реалізуються три основних напрямки:

- інтенсифікація теплообміну: застосування розвинених поверхней нагрівання, наприклад, у вигляді набору сталевих пластин і ребристих труб, а також труб зі спецтурбулизаторами у формі внутрішніх кільцевих виступів або дровових спіральних вставок;
- зниження накипу утворення: використовують, наприклад, натравочні кристали, що сприяють масовій кристалізації в обсязі розчину, або антиадгезійні полімерні покриття;
- економія енерговитрат: застосування, наприклад, екстра-пари й конденсату для нагрівання вихідного розчину або його попереднє концентрування за допомогою мембранного поділу.

Розрахунки випарної установки

Відомі робочі параметри: *контрольовані*: витрата й концентрація вихідного р-ра, тиску, що гріє й вторинного пар, температура кипіння розчину; *регульовані*: тиску пар, рівень розчину у випарному апараті, концентрація кінцевого розчину.

Невідомі параметри далі обчислюють на основі рівнянь матеріального й теплового балансів, а також рівняння теплопередачі.

Матеріальний баланс. На випарювання надходить G_n кг/сек вихідного розчину концентрацією x_n мас% і видаляється G_k кг/сек упареного розчину концентрацією x_k мас.%.

Якщо в апараті випарюється W кг/сек розчинника (води), то загальний матеріальний баланс апарата виражається рівнянням

$$G_n = G_k + W.$$

Матеріальний баланс по абсолютно сухій речовині, який перебуває в розчині

$$\frac{G_n \cdot x_n}{100} = \frac{G_k \cdot x_k}{100}.$$

Тоді можна визначити продуктивність апарата:

– за упареним розчином

$$G_k = \frac{G_n \cdot x_n}{x_k}$$

– за водою, що випарюється

$$W = G_n - G_k = G_n \left(1 - \frac{x_n}{x_k}\right).$$

Тепловий баланс. Введемо наступні позначення: D – витрата граючої пари, кг/год; $I_{гр.п.}$, $I_{вт.п.}$ Дж/кг – ентальпії граючої та вторинної пари відповідно; i_h , i_k – ентальпії вихідного й упареного розчину; ентальпія конденсату $i'_{конд.гр.п.}$.

Визначимо прихід і витрата тепла.

Прихід тепла відбувається:

1. З вихідним розчином: $G_n \cdot i_h$;
2. З парою, що гріє, - $D \cdot I_{гр.п.}$.

Витрата тепла відбуваються:

1. З упареним розчином: $G_k \cdot i_k$;
2. Із вторинною парою: $W \cdot I_{вт.п.}$;
3. З паровим конденсатом: $D \cdot i'$;
4. Теплота концентрування: $Q_{конц.}$.
5. Втрати тепла в навколишнє середовище: $Q_{втр.}$.

Тоді тепловий баланс однокорпусної випарної установки виразиться рівнянням:

$$G_n \cdot i_h + D \cdot I_{гр.п.} = G_k \cdot i_k + W \cdot I_{вт.п.} + D \cdot i' + Q_{конц.} + Q_{втр.}$$

Замінивши в останньому вираженні з матбаланса $G_n = G_k + W$, і вважаючи, що теплоємність постійна в межах температур від t_n до t_k , одержимо:

$$G_n \cdot c_p \cdot t_n + D \cdot I_{гр.п.} = G_k \cdot c_k \cdot t_k - W \cdot c_v \cdot t_k + W \cdot I_{вт.п.} + D \cdot i' + Q_{конц.} + Q_{втр.}$$

З даного рівняння знаходимо кількість тепла, що підводиться в одиницю часу з теплоносієм (граючою парою):

$$Q = D \cdot (I_{гр.п.} - c_{п.конд.} \cdot t_{нас.гр.п.}) = G_n \cdot c_p \cdot (t_k - t_n) + W \cdot (I_{вт.п.} - c_v \cdot t_k) + Q_{конц.} + Q_{втр.}$$

де $Q_{конц.}$ – теплота концентрування, яка виражає тепловий ефект концентрування розчин:

$q_{конц.} = \Delta q \cdot G_k \frac{x_k}{100}$. Тому що при концентруванні розчину тепло може поглинатися або

виділятися, то $Q_{конц.}$ може входити не тільки у видаткову, але й у прибуткову частину теплового балансу. Теплота концентрування враховується в тепловому балансі випарного апарата, якщо вона значна, і нею знехотити не можна.

Величину $Q_{втр.}$ звичайно ухвалюють у вигляді частки від теплового навантаження Q апарата; звичайно задаються $Q_{пот} = (0,03—0,05)Q$. Цю величину втрат тепла в навколишнє середовище забезпечують завдяки необхідній товщині теплової ізоляції апарата.

З рівняння теплового балансу випарного апарата можна визначити витрату гріючої пари:

$$D = \frac{G_n \cdot c_p \cdot (t_k - t_n) + W \cdot (I_{вт.п.} - c_v \cdot t_k) + Q_{конц.} + Q_{втр.}}{I_{гр.п.} - c_{п.конд.} \cdot t_{нас.гр.п.}}$$

Зневажаючи величинами $Q_{\text{конд}}$ і $Q_{\text{втр}}$ визначити теоретична витрата пари на випарювання 1 кг розчинника (води).

Якщо прийняти, що вихідний розчин надходить в апарат попередньо нагрітим до температури кипіння, тобто $t_n = t_k$, то

$$D = \frac{W \cdot (I_{\text{вг.п.}} - c_v \cdot t_k)}{I_{\text{гр.п.}} - c_{\text{п.конд.}} \cdot t_{\text{нас.гр.п.}}} = \frac{W \cdot r_{\text{вип}}}{r_{\text{конд}}} \approx W,$$

де $r_{\text{конд}}$ – теплота конденсації пари, що гріє;

$r_{\text{вип}}$ – теплота випару води з киплячого розчину, яку в першому наближенні можна прийняти рівної теплоті конденсації пари, що гріє.

За рівнянням теплопередачі можна обчислити необхідну *поверхню нагрівання* випарного апарата можна підставивши значення корисної різниці температур Δt в основне рівняння теплопередачі $Q = K \cdot F \cdot \Delta t$, яке стосовно до випарювання слід представити в модифікованому вигляді:

$$F = \frac{D \cdot (I_{\text{гр.п.}} - I_{\text{пар.конд.}})}{K \cdot \Delta t},$$

де $Q = D \cdot (I_{\text{гр.п.}} - I_{\text{п.конд.}})$ – кількість тепла, що віддається гріючим паром розчину, що упарюється (теплове навантаження апарата);

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum_1^n \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \frac{1}{\alpha_2}} - \text{коефіцієнт теплопередачі};$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від пари, що конденсує, до стінки;

α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до киплячого розчину.

Розрахунок багатокорпусних випарних установок

Багатокорпусні випарні установки застосовують найчастіше в хімічній промисловості, тому що в цьому випадку досягається зменшення кількості пари, що гріє, який подають тільки в перший корпус випарної установки, а в інші корпуси подається вже вторинна пара, що виходить з попереднього корпусу, що й знижує витрати на підігрів первинної пари до потрібної для процесу температури.

Матеріальний баланс записують окремо для кожного корпусу. Тепловий баланс аналогічний тепловому балансу однокорпусної установки з розбивкою теплового навантаження по корпусах, як і матбаланс. Отримують систему з $n+1$ рівнянь (де n – кількість корпусів установки). Яку доповнюють четвертим рівнянням для знаходження загальної кількості випареної води по всіх корпусах

$$W = W^1 + W^2 + W^3 + \dots + W^n$$

Розв'язавши систему із чотирьох рівнянь, можна знайти витрату гріючої пари D^1 для першого корпусу й розподіл води, що випарюється, по корпусах установки W^1, W^2, W^3 .

Схема технологічного розрахунку багатокорпусної випарної установки.

1. Знаходять загальну кількість води по установці й розподіляють цю кількість W по корпусах n попередньо нарівно.
2. З матбаланса по сухій речовині знаходять кінцеві концентрації розчину в кожному корпусі.
3. Загальний перепад тисків в установці, рівний різниці між тиском первинної гріючої пари і тиском пари в конденсаторі розподіляють попередньо нарівно між корпусами.
4. За заданим тиском вторинної пари в конденсаторі й прийнятим перепадам у корпусах знаходять тиски вторинної пари в кожному корпусі.
5. Далі визначають температури вторинної пари в корпусах.
6. Знаходять температурні втрати по корпусах
7. Обчислюють загальну різницю температур установки.
8. Знаходять загальну корисну різницю температур випарної установки й розподіляють її за корпусами.

9. Знаходять температури пари, що гріє, вторинної пари й температури кипіння розчину в кожному корпусі. По знайдених температурах знаходять ентальпії пар.

10. Визначивши питомі теплоємності z і теплоти концентрування $r_{\text{конц}}$ по концентраціях розчинів x_k^i і задавшись втратами тепла в навколишнє середовище, становлять рівняння теплового балансу за корпусами. Розв'язавши їх разом з рівнянням кількості упареної води, знаходять кількість води, що випарувався, у кожному корпусі й витрата пари, що гріє перший D^1 корпус.

11. Якщо отримані розрахунковим шляхом значення не збігаються з попередньо прийнятими, і в такий спосіб поверхні нагрівання корпусів не рівні один одному (як було прийнято), то виконують перерахування, задаючись новим співвідношенням кількостей води, що випарюється по корпусах, так роблять доти, поки прийняті й розрахункові величини не будуть відрізнятися більш ніж на 3-5%.

12. Остаточні розрахункові значення поверхонь нагрівання корпусів округляють у більшу сторону до нормалізованих стандартних значень.

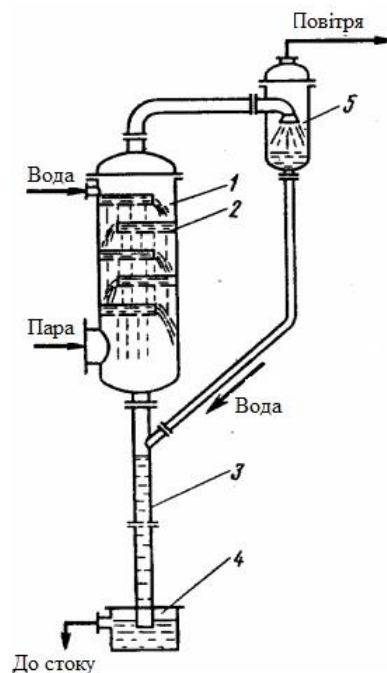
Розрахунок барометричного конденсатора

Конденсація – перехід речовини з паро- або газоподібного стану в рідке, проведене шляхом охолодження його водою або холодним повітрям. Конденсація пара широко застосовується в хімічній промисловості при проведенні процесів випарювання, вакуум сушіння, а також для створення розрідження. При цьому пари, що підлягають конденсації, звичайно відводять в інший апарат – *конденсатор*, де вони проохолоджуються водою або повітрям. Обсяг одержуваного конденсату в тисячу й більш раз менше обсягу пари, з якої він утворювався. Тому в конденсаторі створюється розрідження, яке збільшується при зменшенні температури конденсації.

За *способом охолодження* розрізняють два типи конденсаторів: а) змішання (апарати, де пара безпосередньо змішується з охолодною водою); б) поверхневі.

За *способом відводу газів*, що несконденсувалися, поділяють конденсатори на: сухі та мокрі.

У *сухих* барометричних конденсаторах (рис. 31.1) вода й конденсат віддаляються спільно, а гази окремо за допомогою вакуум-насоса. У середині корпуса *1* взаємодія пари й води відбувається протитечією.



1 – корпус; 2 – тарілка; 3 – барометрична труба; 4 – колодязь; 5 – пастка.
Рис. 31.1 – Барометричний конденсатор

Вода подається через штуцер у вигляді тонких струменів, перетікає з тарілки 2 на нижче лежачу тарілку через отвори й борту. Пара надходить знизу через штуцер і при зіткненні з водою конденсується. Суміш конденсату й води попадає в барометричну трубу 3 (висотою близько 10 м) і далі в колодязь 4. Труба 3 і колодязь відіграють роль гідравлічного затвора, що перешкоджає проникненню зовнішнього повітря в апарат.

У *мокрих* конденсаторах змішування вода, що охолоджується, розпорошується усередині апарата через сопла. Вода й пар вводиться у верхню частину корпусу прямою, а конденсат, водяні гази й несконцентрований розчин, видаляють з нижньої частини. Конденсатори змішування використовуються для створення розрідження в установках, що працюють під вакуумом (вакуум-фільтри, сушарки, випарні апарати і т.д.).

Розрахунки барометричного конденсатора

Технологічний розрахунок полягає у визначенні кількості охолодної води, що подається в конденсатор. Конструктивний розрахунок полягає в знаходженні діаметра конденсатора. Механічний розрахунок – кількість і діаметр тарілок у конденсаторі.

Технологічний розрахунок

Якщо $Q_{\text{пот}} = 0$, то $Q_{\text{прих}} = Q_{\text{расх}}$.

$$G_{\text{п}} \cdot I_{\text{п}} + G_{\text{в}} \cdot c_{\text{в}} \cdot t_{\text{в}}^{\text{нач}} = (G_{\text{п}} + G_{\text{в}}) \cdot c_{\text{конд}} \cdot t_{\text{в}}^{\text{кон}} = G_{\text{п}} \cdot c_{\text{конд}} \cdot t_{\text{в}}^{\text{кон}} + G_{\text{в}} \cdot c_{\text{конд}} \cdot t_{\text{в}}^{\text{кон}}$$

Перетворивши, одержимо

$$G_{\text{п}} \cdot I_{\text{п}} - G_{\text{п}} \cdot c_{\text{конд}} \cdot t_{\text{в}}^{\text{кон}} = G_{\text{в}} \cdot (c_{\text{конд}} \cdot t_{\text{в}}^{\text{кон}} - c_{\text{в}} \cdot t_{\text{в}}^{\text{нач}})$$

При $c_{\text{конд}} = c_{\text{в}}$, одержимо

$$G_{\text{в}} = \frac{G_{\text{п}} \cdot I_{\text{п}} - G_{\text{п}} \cdot c_{\text{конд}} \cdot t_{\text{в}}^{\text{кон}}}{c_{\text{в}} \cdot (t_{\text{в}}^{\text{кон}} - t_{\text{в}}^{\text{нач}})},$$

де $G_{\text{в}}$ – масова витрата охолоджувальної води (кг/с);

$G_{\text{п}}$ – масова витрата вторинної пари (кг/с);

$I_{\text{п}}$ – ентальпія водяної пари (кДж/кг);

$t_{\text{в}}^{\text{поч}}$, $t_{\text{в}}^{\text{кін}}$ – початкова й кінцева температури води ($^{\circ}\text{C}$);

$c_{\text{в}}$ – теплоємність води (кДж/кг*град);

$c_{\text{конд}}$ – теплоємність конденсату (кДж/кг*град).

Конструктивний розрахунок

Розраховують діаметр конденсатора, прийнявши за рекомендованими значенням швидкість пари в межах 35-50 м/с:

$$V_{\text{п}} = S \cdot w_{\text{п}} = \frac{\pi d^2}{4} \cdot w_{\text{п}} = 0,785 \cdot d^2 w_{\text{п}}, \text{ витрата } G_{\text{п}} = V \cdot \rho = f \cdot w \cdot \rho,$$

звідки тримаємо вираз для знаходження діаметру

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot G_{\text{п}}}{\pi \cdot \rho_{\text{п}} \cdot w_{\text{п}}}}.$$

Механічний розрахунок

За відомим діаметром конденсатора (товщині матеріалу) ухвалюють тарілку, ухвалюють кількість тарілок (звичайно 6-7 штук) і відстань між тарілками (350-550 мм за рекомендованими даними).

Після чого розраховують діаметр зливальної труби, прийнявши за рекомендованими значенням швидкість води в межах 0,5-2,0 м/с:

$$d_{\text{зл.т.}} = \sqrt{\frac{4 \cdot (G_{\text{п}} + G_{\text{в}})}{\pi \cdot \rho_{\text{в}} \cdot w_{\text{в}}}}.$$

Знаходять висоту зливальної труби: $h_{\text{тр}} = H_{\text{атм}} + H_{\text{гидр}} + 0,5$, [м],

де $H_{\text{атм}}$ – висота шару води, що врівноважує атмосферний тиск ($H_{\text{атм}} = 9,81\text{м}$);

$H_{\text{гидр}}$ – висота шару води, еквівалентна гідравлічному опору в зливальній трубі, м

$$(H_{\text{гидр}} = \Delta P_{\text{слив.тр.}}): H_{\text{гидр}} = \Delta P_{\text{слив.тр.}} = (\lambda \frac{h_{\text{тр.}}}{d} + \sum \xi) \frac{w_{\text{в}}^2}{2g}, [\text{м}].$$

Питання до лекції 31

- 31.1 Вкажіть основних напрямки удосконалювання техніки випарювання.
- 31.2 Надайте формулу для знаходження поверхні нагрівання одиночного випарного апарата
- 31.3 Вкажіть як розраховуються багатокорпусні випарні установки
- 31.4 Назвіть типи конденсаторів

Семестровий модуль 4

ЗМ 7. Теоретичні основи масообмінних процесів. Закони масообміну

Лекція 32. Масообмінні процеси. Класифікація. Механізм масопередачі. Основні закони. Основне рівняння масопередачі. Залежність між коефіцієнтами масопередачі і масовіддачі.

Загальним терміном *масоперенос* називають процеси переносу маси якої-небудь речовини (розчиненого компонента) або декількох речовин з однієї крапки простору в іншу як у межах однієї фази, так і в багатофазному середовищі. Під *масообміном* частіше розуміють процеси переносу розчиненого компонента з однієї фази в іншу поблизу границі розділу фаз. Процеси, де загальним є перенос речовини через границю розділу фаз, називають також *масопередачею*. Оскільки в процесах переносу маси завжди присутня процес дифузійного переносу, такі процеси часто називають *дифузійними*.

Класифікація масообмінних процесів

Виділяють дві групи процесів. *Перша*: процеси з безпосереднім зіткненням фаз, що обмінюються речовиною, у свою чергу підрозділяється на дві підгрупи.

1. Процеси з мінливими границями розділу фаз (поверхня їх контакту не фіксована) відносять процеси в таких системах:

Рідина – Пара; масообмен тут заснований на переносі при кипінні- конденсації з фази у фазу декількох компонентів з різною інтенсивністю; це процеси дистиляції й ректифікації.

Рідина – Газ; масообмен засновано на розчиненні одного або декількох компонентів газової суміші рідким розчинником; це абсорбція (або зворотний процес - десорбція).

Рідина – Рідина; масообмен відбувається за рахунок розчинення окремих компонентів рідкої суміші в іншій рідині, яка не повинна змішуватися повністю з вихідної; це рідинна екстракція.

2. Процеси з фіксованою границею розділу фаз:

Рідина – Тверде тіло; це розчинення твердих речовин (або їх компонентів) - властиво розчинення; выщелачивание коли рідким розчинником поглинається компонент із його суміші із твердою речовиною, нерозчинним у розчиннику.

Газ – Тверде тіло і Рідина; тут відбувається видалення вологи із твердих або рідких вологих матеріалів шляхом її випару – сушіння. У цьому процесі має місце перехід вологи із твердого вологого матеріалу в парову або газову фазу.

До *другої групи* відносять також процеси масопереноса, що перебігають без безпосереднього зіткнення фаз – *мембранний процес*. Його сутність полягає в переносі компонентів з різною швидкістю з фази у фазу через напівпроникну мембрану.

До масообмінних дифузійних процесів відносяться:

Абсорбція – виборче поглинання газів або пар рідким поглиначем (абсорбентом). Цей процес являє собою перехід речовини з газової або парової фази в рідку.

Екстракція – витяг розчиненого в одній рідині речовини іншою рідиною 1. Цей процес являє собою перехід речовини з однієї рідкої фази в іншу.

Ректифікація – поділ рідкої суміші на компоненти шляхом противоточного взаємодії потоків пари й рідини. Цей процес включає переходи речовини з рідкої фази в парову й з парової в рідку.

Перегонка — процес розділення рідких (газових, парових) сумішей шляхом випаровування (конденсації) частини вихідної рідкої (газової, парової) суміші. Перегонка реалізується за наявності парової (газової) та рідкої фаз у системі.

Іонний обмін — добування речовини з розчину, основане на спроможності деяких твердих тіл (іонітів) обмінювати свої рухомі іони на іони речовини, що добувається. У цьому процесі речовина, що добувається, переходить із рідкої фази в тверду.

Кристалізація — виділення твердої фази у вигляді кристалів із перенасичених розчинів.

Розчинення — перехід твердої фази у рідку (розчинник).

Адсорбція – виборче поглинання газів, пар або розчинених у рідині речовин поверхнею пористого твердого поглиначу (адсорбенту), здатного поглинати одне або кілька речовин з них суміші. Цей процес являє собою перехід речовини з газової, парової або рідкої фаз у пористий твердий матеріал.

Сушіння – видалення вологи із твердих вологих матеріалів шляхом її випару. Цей процес являє собою перехід вологи із твердого вологого матеріалу в парову або газову фазу.

За способом контакту фаз процеси можуть здійснюватися:

- а) безпосереднім контактом фаз;
- б) контактом через напівпроникні мембрани;
- в) без межі розділу фаз.

За способом *взаємодії фаз* розрізняють масообмін прототечійний, протитечійний та змішаний. За структурою робочого циклу розрізняють: періодичні та безперервні процеси. Процеси можуть бути також стаціонарними і нестаціонарними. Як правило, всі періодичні процеси є нестаціонарними.

Механізм масопередачі. Основні закони

Подібно тому як передача тепла відбувається лише у разі відхилення від стану рівноваги, тобто за наявності різниці температур між теплоносійми, так і перехід речовини з однієї фази в іншу відбувається за відсутності рівноваги між фазами.

Нехай є дві фази G (газова) і L (рідка), причому речовина, що розподіляється, спочатку перебуває тільки в першій фазі G і має концентрацію Y (рис. 32.1). Якщо привести фази в зіткнення, то речовина, що розподіляється, почне переходити у фазу L. З моменту її появи у фазі L почнеться й зворотний перехід речовини у фазу G. Згодом швидкості переходу речовини стануть однаковими, і настане стан рівноваги, за якого встановлюється певна залежність між концентраціями речовини, що розподіляється, в обох фазах: будь-якої *концентрації* X цієї речовини у фазі L відповідає рівноважна концентрація *його* B^* у фазі G, тобто $B^* = F(X)$.

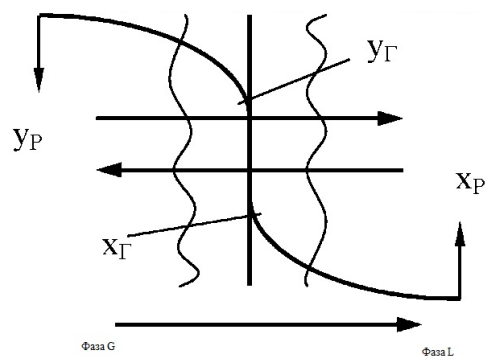


Рис. 32.1 – Схема масообміну між фазами

Перехід речовини з однієї фази в іншу здійснюється шляхом молекулярної та конвективної дифузії, а також термо- та бародифузії.

Молекулярна дифузія – це перехід речовини з однієї фази в іншу внаслідок хаотичного руху молекул в нерухомому рідкому (газоподібному) середовищі або в ламінарному потоці. Здійснюючи безладний рух, молекули будь-якого компонента рідини (газу) переходять із області з високою в місце з меншою концентрацією.

Закон молекулярної дифузії (перший закон Фіку), заснований на тому, що дифузія в газах і розчинах рідин відбувається в результаті безладного теплового руху молекул, атомів, іонів, колоїдних часток речовини, що приводить до переносу, із зони високих концентрацій у зону низьких, говорить: маса речовини dm , що продифундувала за час dt через елементарну поверхню df , направлену нормально до напрямку дифузії, пропорційна градієнту концентрації dc/dn і обернено пропорційна товщині шару δ :

$$\frac{dM}{dFdt} = -D \frac{dc}{dn} \quad \text{або} \quad M = \frac{DF\Delta c\tau}{\delta},$$

де D – коефіцієнт молекулярної дифузії, який показує, яка маса речовини дифундує в одиницю часу через одиницю площі поверхні за градієнту концентрації рівному одиниці, m^2/c . Коефіцієнт дифузії залежить від властивостей компонента, що дифундує, і середовища, у якому відбувається дифузія, а також від температури й тиску.

Конвективна дифузія спостерігається у тих випадках, коли перенесення речовини відбувається у рідині або газі під час їхнього перемішування або турбулентного руху. У такому випадку перенесення речовини відбувається як за рахунок броунівського руху молекул, так і за рахунок перенесення більш великих частинок, що утворені з багатьох молекул. Унаслідок цього, під час конвективної дифузії швидкість переміщення речовини у багато разів переважає швидкість переміщення речовини під час молекулярної дифузії.

Конвективна дифузія підкоряється закону Шюкарьова, згідно з яким кількість речовини, яка переходить від поверхні розділу фаз в середовище, що її сприймає (потік, що рухається), пропорційна поверхні розділу F , часу і різниці концентрацій речовини, що переходить з поверхні розділу і центру потоку, що рухається:

$$\text{для фази } G: M = \beta_y (y - y_{гр}^*)F;$$

$$\text{для фази } L: M = \beta_x (x_{гр}^* - x)F.$$

де $y_{гр}^*$, $x_{гр}^*$ – рушійна сила процесу масовіддачі відповідно у фазах G і L ;

β_x (у фазі L) і β_y (у фазі G) – коефіцієнти масовіддачі, які характеризують перенесення речовини конвективною та молекулярною дифузією водночас; і показують, яка маса речовини переходить від поверхні розділу фаз у ядро фази (або у зворотному напрямку) через одиницю площі поверхні в одиницю часу при рушійній силі масоотдачі, рівній одиниці.

Швидкість масопередачі пов'язана з механізмом переносу речовини, що розподіляється, у фазах, між якими відбувається масообмін. Перенос речовини усередині фази може відбуватися тільки шляхом молекулярної дифузії, або шляхом конвекції й молекулярної дифузії водночас. Молекулярна та конвективна дифузії, називаються концентраційними, бо їх рушійною силою є різниця концентрацій речовини, що переміщається. На відміну від них існують термічна дифузія (термодифузія) і бародифузія.

Термодифузія (ефект Соре) – молекулярна дифузія, що являє собою переміщення частинок речовини внаслідок перепаду температур у рідкому або газовому середовищі. В результаті термодифузії в рідині (газі) відбудеться розподіл компонентів на дві фракції: група компонентів, що володіють більшою густиною, збереться біля холодної поверхні, речовини з меншою густиною – біля гарячої.

Отже, якщо напрямки концентраційної дифузії та термодифузії співпадають, то швидкість дифузії дорівнює сумі швидкостей перенесення маси, що створюються різницею концентрацій і різницею температур. Якщо напрямки різноманітні, то термодифузія буде послаблювати концентраційну дифузію.

Бародифузія — молекулярна дифузія, що викликається неоднорідністю тиску. Помітимо, що під час помірних перепадів температур і тиску (випадок найбільш часто зустрічається в інженерній практиці) термо- і бародифузією можна зневажити порівняно з концентраційною дифузією.

Масообмін за участю твердої фази. У твердій фазі конвекція відсутня й перенос речовини характеризується рівнянням масопроводності, яке є аналогічним рівнянню молекулярної дифузії:

$$M = \frac{\chi F \Delta C \tau}{\delta},$$

де χ – коефіцієнт пропорційності, що має розмірність коефіцієнта дифузії і називається *коефіцієнтом масопроводності*.

Переміщення речовини внаслідок масопроводності є несталим процесом. У початковий момент концентрація речовини (Y_1) однакова в повному обсязі твердого тіла. У момент часу τ середня концентрація (Y) нижче початкової, причому розподіл концентрації у твердому тілі нерівномірний – у центрі концентрація більше, на границі розділу фаз менший. За $\tau = \infty$ концентрація вирівнюється й прагне до рівноважної (Y^*).

Основне рівняння масопередачі

Масопередача, являє собою складний процес, що включає в себе перенос маси (речовини) у межах однієї фази, перенос через поверхню розділу фаз й перенос у межах іншої фази:

$$M = K \cdot F \cdot \Delta C,$$

де M – загальна кількість речовини, що перейшла з однієї фази в іншу за одиницю часу;

K – коефіцієнт масопередачі для всієї поверхні $F(S)$ контакту фаз;

ΔC – рушійна сила процесу масопередачі.

Складність розрахунків процесу масопередачі пов'язана з тим, що практично неможливо виміряти концентрації фаз безпосередньо на границі їх розділу. Враховуючи це, основне рівняння масопередачі, виражають у вигляді двох рівноцінних рівнянь:

$$M = K_y \cdot F \cdot (y - y_p^*),$$

$$M = K_x \cdot F \cdot (x_p^* - x),$$

де K_x , K_y – коефіцієнти масопередачі, виражені через концентрації фаз G і L .

За допомогою цих рівнянь звичайно знаходять поверхню контакту фаз S і по ній розраховують основні розміри апарата. При цьому величина M або задається у вихідних даних, або визначається за матеріальним балансом, а коефіцієнти масопередачі K_x і K_y розраховуються по спеціальних методиках.

Залежність між коефіцієнтами масопередачі і масовіддачі

Допустимо, що речовина, що розподіляється, переходить із фази G у фазу L і рушійна сила масопередачі виражається в концентраціях фази G ($\Delta y = y - y_p^*$). У разі сталого процесу масопередачі кількість речовини, що переходить із фази у фазу визначається за рівнянням:

$$M = K_y \cdot F \cdot (y - y_p^*).$$

Для випадку, коли рівноважна залежність між концентраціями у фазах лінійна, тобто лінія рівноваги $y^* = f(x)$ описується рівнянням виду $y_p^* = Ax + B = mx$ – пряма лінія, де m – коефіцієнт розподілу (тангенс кута нахилу лінії рівноваги).

Ухвалюючи, що концентрації речовини, що розподіляється, у фазах безпосередньо в границі (x_r, y_r) рівноважні одна одній, то $y_r = mx_r$ виразимо:

$$x_r = \frac{y_r}{m}, \text{ тоді } x = \frac{y_p^*}{m},$$

де y_p^* – концентрація фази G , рівноважна з концентрацією фази L .

Підставляючи ці значення в рівняння масовіддачі, отримаємо:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_y}$$

Для виразу коефіцієнта масопередачі в концентраціях фази L :

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{\beta_y m}$$

Ліві частини отриманих рівнянь являють собою *загальний опір масопередачі*, а їх праві частини – суму *опорів масовіддачі у фазах*.

Питання до лекції 32

- 32.1 Вкажіть класифікацію масообмінних процесів
- 32.2 Надайте формулу для знаходження коефіцієнтів масовіддачі для кожної фази
- 32.3 опишіть основне рівняння масопередачі
- 32.4 Назвіть від чого залежить величина коефіцієнту масопередачі; фізичний зміст.

Лекція 33. Подоба процесів масопередачі. Концентраційна рівновага. Лінія рівноваги. Матеріальний баланс масообмінних процесів. Робоча і рівноважна лінії процесів масообміну. Розрахунок рушійної сили процесів масопередачі.

Подоба процесів масопередачі

Під час аналізу процесів дифузії й масопередачі широко використовуються різні критерії та критеріальні рівняння. Ці критерії носять в основному ті ж найменування, що й критерії теплопередачі, але до них додається слово "дифузійний".

Дифузійний критерій Нуссельта, що характеризує співвідношення інтенсивності переносу речовини конвекцією й молекулярною дифузією в границі фази:

$$Nu_d = \frac{\beta \cdot l}{D}$$

де β – коефіцієнт масовіддачі, м/с;

D – коефіцієнт дифузії, м²/с;

l – визначальний геометричний розмір, м.

Критерій Біо є заходом порівняння швидкості переносу речовини в прикордонному шарі в поверхні роздязнула фаз і швидкості переносу усередині фази. У процесах, де перенос речовини здійснюється із твердої фази, замість критерію Нуссельта використовується дифузійний критерій Біо:

$$Bi_d = \frac{\beta \cdot l}{k_d}$$

де k_d – коефіцієнт масопроводності або коефіцієнт внутрішньої дифузії.

Таким чином, критерій Біо є заходом порівняння швидкості зовнішньої й внутрішньої дифузії, що извлекаемого із твердої фази речовини.

Дифузійний критерій Фур'є характеризує зміну швидкості потоку, що дифундує, маси в часі та використовується для характеристики нестационарних процесів:

$$Fo_d = \frac{d \cdot \tau}{l^2}$$

Дифузійний критерій Пекле характеризує відношення поперечного градієнта концентрації (за товщиною прикордонного шару) до поздовжнього градієнта (за довжиною або висотою апарата):

$$Pe_d = \frac{w \cdot d_{\text{екв}}}{D} = Re Pr_d$$

Для практичних розрахунків звичайно критерій Пекле заміняють на *дифузійний критерій Прандтля*, що характеризує подобу полів фізичних величин і визначається тільки фізичними властивостями речовини:

$$\text{Pr}_d = \frac{\text{Pe}_d}{\text{Re}} = \frac{\mu}{\rho \cdot D} = \frac{\nu}{D}$$

У загальному виді критеріальне рівняння конвективної дифузії записується в наступному вигляді: $\text{Nu}_d = f(\text{Pr}_d, \text{Fo}_d, \text{Pe}_d, \text{Re}, \text{Ga})$.

Критерій Нуссельта, що містить шукану величину – коефіцієнт масовіддачі, необхідний для розрахунків коефіцієнту масо передачі K , у цій рівнянні є обумовленим на відміну від інших критеріїв, які є визначальними, які складені цілком з параметрів, що входять в умову однозначності.

Конкретні критеріальні рівняння в явному виді наводяться під час опису відповідних масообмінних процесів. За значеннями критерію Нуссельта, знайденому за відповідним

критеріальним рівнянням, визначають коефіцієнти масовіддачі для кожної фази: $\beta = \frac{\text{Nu}_d \cdot D}{l}$,

а потім – коефіцієнт масопередачі K .

Концентраційна рівновага. Лінія рівноваги

Концентраційна рівновага в однофазній системі означає рівність концентрацій усіх речовин у всіх крапках однофазного середовища так само у часі. Умовою концентраційної рівноваги в багатofазних системах служить рівність хімічних потенціалів у всіх контактуючих фазах розглянутої системи.

Однак у разі проведення практичних розрахунків масообмінних процесів, що перебігають у відповідних апаратах, умова концентраційної рівноваги двофазних систем прийнято визначати не через рівність хімічних потенціалів у взаємодіючих фазах, а через рівноважне співвідношення концентрацій розчиненого компонента в одній та в іншій фазах. Такого роду рівноважні співвідношення записуються у формі залежностей

$$y^* = f(x) \text{ або } x^* = f_{-1}(y),$$

де y^* – концентрація розчиненого компонента в газовій (паровій, рідкої) фазі, рівноважна з концентрацією x цього компонента в рідкій (твердій, пористій) фазі;

f – функціональна залежність, обумовлена теоретично або дослідним шляхом;

f_{-1} – функціональна залежність, зворотна залежності f .

Прикладами простих рівноважних співвідношень служать відомі закони Рауля

$y^* = \frac{p_{\text{нас}}}{P} \cdot x$ та Генрі $p^* = E \cdot x$, у яких $p_{\text{нас}}$ – тиск насиченої пари над чистим рідким компонентом; P – загальний тиск у рівноважній системі пар-рідина; E – коефіцієнт Генрі в лінійній залежності вмісту компонента в газі й у рідині під час їх рівноваги. Теоретично одержані лінійні закони Рауля й Генрі достовірні лише для малих значень концентрацій розчиненого компоненту в рівноважних фазах.

Для широкого діапазону концентрацій вид цих функціональних залежностей доводиться визначати дослідним шляхом, а відповідні експериментальні результати представляти у формі таблиць даних про рівновагу або інтерполяційних рівнянь. Отже, для створення спрямованого переходу розчиненого компонента з однієї фази в іншу необхідно мати співвідношення концентрацій компонента у фазах, відмінне від рівноважного співвідношення, що ілюструється положенням крапки $A(x, y)$ на рис. 33.1.

У *нестационарному масообмінному* процесі крапка A відповідає початковим концентраціям розчиненого компонента в газовій (y) і рідкої (x) фазах. Ізолювана в концентраційному відношенні система прагне до рівноваги, що відповідає переміщенню крапки A в напрямку до рівноважної кривої по одному із зазначених стрілками напрямків залежно від співвідношення мас обох інертних фаз.

У *стаціонарному процесі* концентрації x і y підтримуються постійними в часі за допомогою безперервної подачі і відводу розчиненого компонента разом із вхідними й вихідними потоками фаз-носіїв, що означає незмінне положення крапки $A(x, y)$ на рис. 3.1 і незмінне в часі відхилення концентраційної крапки $A(x, y)$ від рівноважної кривої $y^*(x)$.

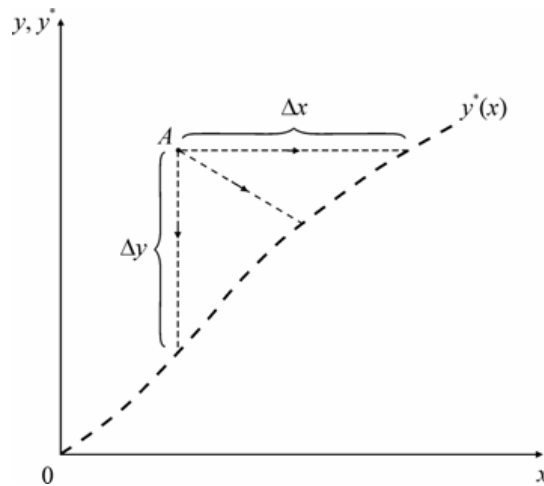


Рис. 33.1 – Зміна концентрацій компонента в періодичному процесі масообміну двох фаз

Рівновагу між фазами можна представити графічно на Y - X -діаграмі (рис. 33.1), на якій на вісі абсцис відкладається концентрація X речовини, що розподіляється, у фазі L , а на осі ординат – його концентрація Y у фазі G . Крива, що зображує залежність рівноважної концентрації Y^* від X , називається *лінією рівноваги*: $y^* = f(x)$ буде залежністю виду $y = Ax + B$, тобто прямою лінією. Конкретні рівняння умов рівноваги будуть розглянуті під час опису окремих процесів.

Матеріальний баланс процесів масообміну. Рівняння робочої лінії

Розглянемо прямооточний масообмінний апарат, у якому здійснюється взаємодія потоків фази G (kg/c), із мінливими в ній концентраціями речовини, що розподіляється, від y_n до y_k (у ваг. частках), і фази L (у kg/c), з мінливими в ній концентраціями речовини, що розподіляється, від x_n до x_k (у ваг. частках).

Для безперервного сталого процесу матеріальний баланс запишеться:

– за усією речовиною: $G_n + L_n = G_k + L_k$

– за компонентом, що розподіляється: $G_n \cdot y_n + L_n \cdot x_n = G_k \cdot y_k + L_k \cdot x_k$.

Якщо в нижній частині апарата (рис 33.2) провести довільний перетин, то поточні концентрації в ньому будуть рівні y та x , а матеріальний баланс за усією речовиною й за компонентом, що розподіляється, запишуться так:

$$G_n + L_n = G_k + L_k$$

$$G_n \cdot y_n + L \cdot x = G \cdot y + L_k \cdot x_k$$

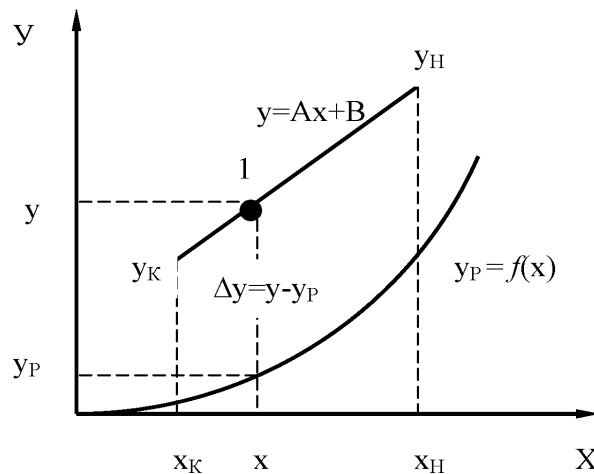


Рис 33.2 – Рівняння робочої та рівноважної ліній масообмінних процесів на y - x діаграмі

Розв'язавши рівняння відносно y , отримуємо рівняння прямої лінії, яке виражає зв'язок між робочими (поточними) концентраціями і яке називається *робочою лінією процесу*

$$y = \frac{L}{G}x + \frac{G_p \cdot y_p - L_k \cdot x_k}{G} = A \cdot x + B.$$

У випадку спільної побудові лінії рівноваги y_p і робочої лінії масообмінного процесу в координатах $y - x$ (рис. 33.2) можна встановити його напрямок:

– якщо робоча лінія розташована *вище* лінії рівноваги і для довільно обраної точки l на ній концентрації $y > y_p$ і $x < x_p$.

– якщо робоча лінія розташована *нижче* лінії рівноваги, то для будь-якої точки робочої лінії $y < y_p$ і $x > x_p$. При цьому компонент, що розподіляється, буде переходити з фази L у фазу G , прагнучи до *рівноважних* y_p і x_p .

Робоча лінія являє собою пряму з нахилом до осі абсцис під кутом, тангенс якого дорівнює: $l = \frac{L}{G} = \frac{y_p - y_k}{x_p - x_k}$, кг/кг.

Підставивши в рівняння $y = y_k + \frac{L}{G}(x - x_k) = y_k + l(x - x_k)$ значення l з рівняння

$$l = \frac{L}{G} = \frac{y_p - y_k}{x_p - x_k},$$

одержимо після найпростіших перетворень:

$$\frac{y - y_k}{y_p - y_k} = \frac{x - x_k}{x_p - x_k}$$

Це вираження є *рівнянням прямої* (рис. 33.2), що проходить через точку (А) з координатами X_1, Y_1 і через точку (Б) з координатами X_2, Y_2 .

Рушійною силою процесу масообміну

Різниця між фактичної й рівноважної концентраціями є *рушійною силою масообмінних процесів*. Середня різниця концентрацій визначається по аналогії з методом визначення середньої різниці температур. Рушійна сила може бути виражена в будь-яких одиницях, застосовуваних для вираження складів фаз.

Середньоарифметична рушійна сила визначається за формулою:

$$\Delta C_{cp} = \frac{\Delta C_1 - \Delta C_2}{2,31g \frac{\Delta C_1}{\Delta C_2}},$$

де ΔC_1 і ΔC_2 — значення рушійної сили на вході й виході з апарата.

Ця формула алогічна формулі для середнелогарифмічного температурного напору.

Якщо виконується співвідношення $2 > \frac{\Delta C_1}{\Delta C_2} > 0,5$ можна з достатньою точністю

користуватися середньоарифметичним значенням *рушійної сили*:

$$\Delta C_{cp} = \frac{\Delta C_1 + \Delta C_2}{2}.$$

Среднелогарифмічне значення рушійної сили точно лише в тому випадку, якщо лінія рівноваги й робоча лінія є прямими, а коефіцієнт масопередачі зберігається постійним по всій довжині апарата.

Лінія рівноваги часто значно відхиляється від прямої. У цих випадках, щоб уникнути помилок, слід користуватися більш точним методом розрахунків – число одиниць переносу.

Питання до лекції 33

33.1 Вкажіть критерії, що використовуються для масообмінних процесів

33.2 Надайте формулу матеріального балансу

33.3 Опишіть як спільно будувати лінію рівноваги і робочу лінію

33.4 Назвіть від чого залежить одиниці виміру рушійної сили

ЗМ8. Основи процесів абсорбції, десорбції, адсорбції, екстракції, перегонки, ректифікації, сушіння, кристалізації

Лекція 34. Фізичні основи процесу абсорбції. Матеріальний і тепловий баланс. Робоча лінія процесу абсорбції. Типи абсорбційних апаратів. Десорбція.

У промисловості абсорбція з наступною десорбцією широко застосовується для виділення з газових сумішей коштовних компонентів, для очищення технологічних і горючих газів від шкідливих домішок і т.д. У деяких випадках десорбцію не проводять, якщо витягнутий компонент і поглинач є дешевими або відходними продуктами або якщо в результаті абсорбції виходить готовий продукт.

Фізичні основи процесу абсорбції

Розчинність газів у рідинах залежить від властивостей газу та рідини від температури і парціального тиску компоненту, що розчиняється, у газовій суміші.

Залежність між розчинністю газу і його парціальним тиском характеризується *законом Генрі*, згідно з яким рівноважний парціальний тиск p^* пропорційний вмісту розчиненого газу в розчині X (у кг/кг поглинача):

$$p^* = \psi \cdot X,$$

де ψ — коефіцієнт пропорційності, який має розмірність тиску і є залежним від властивостей розчиненого газу та поглинача, а також від температури.

Однак, розчинність багатьох газів значно відхиляється від закону Генрі, особливо для добре розчинних газів, що утворюють розчини високої концентрації. За низьких концентраціях розчину закон Генрі звичайно добре дотримується.

Для практичних розрахунків користуються отриманими значеннями рівноважного парціального тиску газу p^* і обчислюють рівноважний вміст компонента, що абсорбується, в газовій суміші Y^* за формулою (кг/кг інертного газу):

$$Y^* = \frac{M_k}{M_n} \cdot \frac{p^*}{P - p^*},$$

де M_k і M_n — молекулярні маси абсорбуемого компоненту і інертного газу;

P — загальний тиск газової суміші.

За знайденими значенням Y^* будують лінію рівноваги.

За невеликих значень p^* , у порівнянні з P можна приблизно розраховувати за наступною формулою:

$$Y^* = \frac{M_k}{M_n} \cdot \frac{p^*}{P - p^*} = \frac{M_k}{M_n} \cdot \frac{\psi \cdot X}{P} = k \cdot X \text{ — лінія рівноваги,}$$

яка являє собою пряму, тангенс кута нахилу якої дорівнює k .

Матеріальний баланс

Матеріальний баланс абсорбера характеризується рівнянням

$$G_n \cdot y_n + L_n \cdot x_n = G_k \cdot y_k + L_k \cdot x_k \quad \text{або} \quad M = G \cdot (y_n - y_k) = L(x_n - x_k),$$

де G — кількість інертного газу, кг/сек;

L — кількість поглинача, кг/з;

Y — вміст компонента в газовій фазі, кг/кг інертного газу;

X — вміст компонента в рідкій фазі, кг/кг поглинача.

У разі повного витягання компонента з газу його вміст у газовій фазі на виході з абсорбера складе $Y_2 = 0$, а кількість поглиненого компонента склало б GY_1 . Відношення кількості фактично поглиненого компонента $G \cdot (Y_1 - Y_2)$ до кількості, що поглинається, у випадку повного витягу, називається *ступенем витягу*:

$$\varepsilon = \frac{G \cdot (Y_1 - Y_2)}{G \cdot Y_1} = \frac{(Y_1 - Y_2)}{Y_1} = 1 - \frac{Y_2}{Y_1}.$$

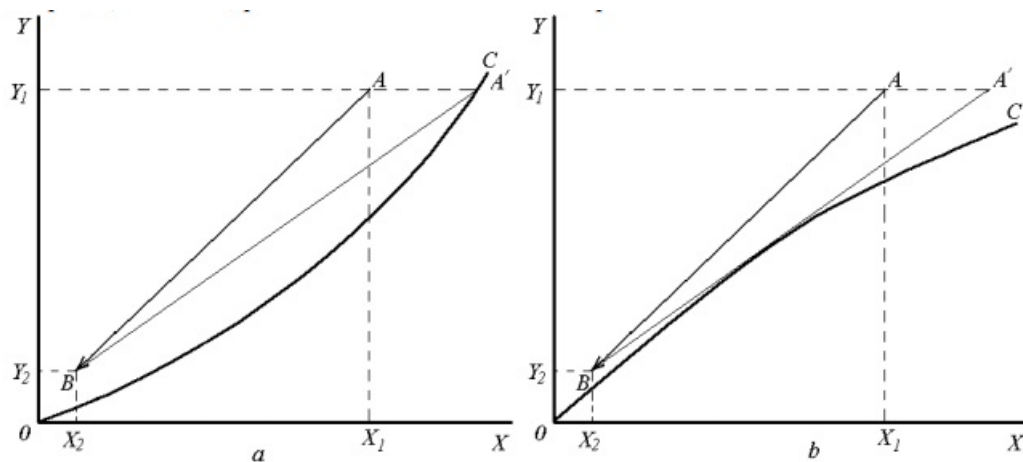
Робоча лінія процесу абсорбції описується загальним рівнянням для масопередачі:

$$y = \frac{L}{G}x + \frac{G_n \cdot y_n - L_k \cdot x_k}{G} = Ax + B = Y_2 + \frac{L}{G}(X - X_2) = Y_2 + l \cdot (X - X_2).$$

На діаграмі $Y-X$ вона розташована вище лінії рівноваги, тому що під час абсорбції вміст компонента в газовій фазі більший, ніж рівноважний. У разі десорбції, навпаки, робоча лінія лежить нижче лінії рівноваги.

Для побудови робочої лінії необхідно знати склади фаз на вході в абсорбер (X_2, Y_1) і на виході з нього (X_1, Y_2), за якими і будують крапки А та В, а величину *питомої витрати поглинача* визначають за рівнянням: $l = \frac{L}{G}$.

Однак звичайно задані тільки початкові склади газу та рідини (X_2, Y_1) і ступінь витягу ε . Заданим умовам відповідає певне значення Y_2 , яке знаходиться за формулою $\varepsilon = \frac{G \cdot (Y_1 - Y_2)}{G \cdot Y_1} = \frac{(Y_1 - Y_2)}{Y_1} = 1 - \frac{Y_2}{Y_1}$ і у такий спосіб будується крапку В (рис. 34.1).



а – лінія рівноваги звернена опуклістю вниз; б – лінія рівноваги звернена опуклістю нагору. ОС – лінія рівноваги; АВ – робоча лінія; А'В – граничне положення робочої лінії, яке відповідає мінімальній витраті поглинача

Рис. 34.1 – Визначення мінімальної витрати поглинача

Залежно від питомої витрати поглинача робоча лінія буде повертатися близько крапки В, причому крапка А буде переміщатися по горизонталі, відповідній до ординати Y_1 . Положення А'В, коли крапка А' лежить на лінії рівноваги (рис 34.1,а) або коли робоча лінія дотична до лінії рівноваги (рис. 34.1,б), відповідає мінімальній витраті поглинача l_{\min} .

У разі мінімальної витрати поглинача *рушійна сила* в крапці дотику робочої лінії й лінії рівноваги *дорівнює нулю*, при цьому потрібен абсорбер нескінченно великої висоти. Із збільшенням питомої витрати поглинача зменшується необхідна висота абсорбера, але зростають витрати на десорбцію, на перекачування поглинача і т.д. Найвигіднішу питому витрату поглинача знаходять техніко-економічним розрахунками.

Тепловий баланс

Якщо абсорбція ведеться *без відводу тепла* або з *неповним його відводом*, температура підвищується внаслідок виділення тепла під час розчинення газу в рідині. Підвищення температури веде до підвищення рівноважного парціального тиску компонента й до зрушення лінії рівноваги нагору. Рушійна сила при цьому зменшується і умови абсорбції погіршуються. Кількість тепла, що виділяється під час абсорбції, становить, Вт:

$$Q = M \cdot \Phi = \Phi \cdot L \cdot (X_1 - X_2),$$

де Φ – диференціальна теплота розчинення (у Дж/кг), тобто кількість тепла, що виділяється під час поглинання 1 кг компонента в розчині даної концентрації;

M – кількість поглиненого компонента, кг/с.

Якщо абсорбція ведеться без відводу тепла, можна вважати, що все тепло, що виділяється, йде на нагрівання рідини, тоді

$$Q = c \cdot L \cdot (t_1 - t_2),$$

де c – питома теплоємність рідини, Дж/(кг·град);

t_1, t_2 – температури рідини на виході з абсорбера й на вході в нього.

Дорівнюючи праві частини записаних вище рівнянь, одержимо *рівняння теплового балансу абсорбера*, що працює без відводу тепла:

$$\Phi \cdot (X_1 - X_2) = c \cdot (t_1 - t_2).$$

Для частини абсорбера, що розташована вище перетину, у якому склад рідини рівний X , а температура t , це рівняння прийме вид

$$\Phi \cdot (X - X_2) = c \cdot (t - t_2),$$

звідки температура рідини в будь-якому перетині абсорбера у разі складу рідини X буде становити:

$$t = t_2 + \frac{\Phi}{c} \cdot (X - X_2).$$

Типи абсорбційних апаратів

За способом утворення поверхні зіткнення фаз абсорбери поділяють на:

- *поверхневі* (плівкові, насадокові, із зіткненням фаз на поверхні дзеркала рідини);
- *барботажные* (колони з колпачковими, ситчастими, провальними тарілками);
- *розпилюючі* (відрізняються друг від друга форсунками й розпилювачами).

Поверхневі абсорбери – апарати з фіксованою поверхнею, тобто апарати, у яких поверхня контакту певною мірою визначається геометричною поверхнею елементів абсорбера.

У теперішній час *плівкові абсорбери* застосовуються порівняно рідко; з них найпоширеніші трубчасті абсорбери, використовувані для поглинання добре розчинних газів (NCl , NH_3) з концентрованих газових сумішей при одночасному відводі тепла. Перспективним слід уважати абсорбери з листовою насадкою, а також абсорбери зі спадним і висхідним прямотоком, що працюють за високих швидкостях газу.

Абсорбери з *листовою насадкою* являють собою колони з насадкою у вигляді вертикальних пластин (пласко–паралельна насадка) з того або іншого твердого матеріалу (метал, дерево, пластичні маси) або туго натягнутих полотниць із тканини. У верхній частині апарата перебуває рідина, що рівномірно зрошують кожну пластину по обидва боки.

Насадкові абсорбери являють собою колони, завантажені насадкою з тіл різної форми (кільця, грудковий матеріал дерев'яні ґрати і т.д.). Зіткнення газу з рідиною відбувається в основному на змоченій поверхні насадки, якою стікає зрошувальна рідина.

Насадочний абсорбер складається з колони, у якій поміщені підтримуючі ґрати; на цих ґратах покладений шар насадки. рідина, що зрошує, подається на насадку за допомогою розподільного обладнання. Рух газу й рідини в насадочних абсорберах звичайно здійснюється протитечією.

Численні типи *барботажних абсорберів* можна розділити на основні групи:

- абсорбери з суцільним барботажним шаром, в яких здійснюється безперервний контакт між фазами;
- абсорбери тарілчастого типу із ступінчастим контактом між фазами, причому сходишки (тарілки) розміщені в одному апараті;
- абсорбери з рухливою (плаваючою) насадкою.
- абсорбери з механічним перемішуванням рідини.

Барботажний абсорбер з насадкою, розроблений Кафаровим і Бляхманом, відомий під назвою *емульгаційна колона*, працює як насадочний абсорбер, але в барботажному режимі. В апараті здійснюється протитечія між фазами. Наявність насадки перешкоджає поздовжньому перемішуванню рідини.

Барботажные абсорбери тарілчастого типу виконують у вигляді колон круглого (іноді прямокутного) перетину, по висоті яких розташовані тієї або іншої конструкції

тарілки, причому на кожній тарілці здійснюється один щабель контакту. На кожній тарілці, залежно від її конструкції, може здійснюватися той або інший вид руху фаз, звичайно перехресний струм або повне перемішування рідини.

Розпилюючі абсорбери поділяють на наступні три групи апаратів:

– порожнисті (форсункові) розпилюючі абсорбери – є колонами або камерами, в яких рухається газ, який зустрічає на своєму шляху рідину, розпиляну на краплі за допомогою форсунок (розпилювачів).

– швидкісні прямоточні розпилюючі абсорбери, в яких розпилювання рідини здійснюється за рахунок кінетичної енергії газового потоку, що рухається з великою швидкістю;

– механічні розпилюючі абсорбери, в яких рідина розпилюється деталями, що обертаються.

У *порожнистих абсорберах* швидкість газу не можна значно підвищити, тому що це викликало б віднесення з ним більшої частини розпиленої рідини.

Абсорбери Вентурі, називають *форсуночними*, тому що рідину вводять у них через форсунки (сопла). Такі абсорбери можуть мати вертикально або горизонтально розташовані труби Вентурі.

Десорбція

Десорбція – виділення розчиненого газу з розчину, проводять одним з наступних способів: 1) у струмі інертного газу, 2) випарюванням розчину, 3) у вакуумі. Застосовується також комбінування цих способів.

Відгін у струмі інертного газу (властиво десорбція) є процесом, зворотним абсорбції. При зіткненні розчину з інертним газом розчинений газ переходить у газову фазу, тому що парціальний тиск газу над розчином вище, чим у газовій суміші. Процес ведуть у насадочних або барботажних колонах, розчин подається в колону зверху, інертний газ — знизу; з нижньої частини колони приділяється регенований розчин, з верхньої — виділений з розчину газ у суміші з інертним газом.

Відгін шляхом випарювання розчину проводиться за допомогою обігріву глухою парою. При цьому з розчину віддаляється не тільки виділюваний компонент, але випаровується також частина розчинника.

Для поділу компонента й пар розчинника прибігають до ректифікації. Таким чином, за схемою процесу й застосовуваній апаратурі цей спосіб відгону не відрізняється від ректифікації.

Відгін у вакуумі звичайно комбінується з відгоном шляхом випарювання й застосовується в тих випадках, коли при атмосферному тиску неможливо досить повне виділення компонента з поглинача. При відгоні у вакуумі газоподібний компонент, виділюваний на установці, відсмоктується вакуум-насосом.

Питання до лекції 34

34.1 Вкажіть від чого залежить рівновага в процесі абсорбції

34.2 Вкажіть як впливає температура і тиск на процес абсорбції

34.3 Опишіть класифікацію типів абсорберів

34.4 Назвіть що є рухомою силою процесу абсорбції

Лекція 35. Адсорбція. Рівновага між фазами. Матеріальни баланс. Екстракція. Матеріальни баланс. Робоча лінія.

Адсорбція є процесом поглинання газів, пари або рідин поверхнею пористих твердих тіл – адсорбентів, в якості яких використовують пористі матеріали з дуже великою поверхнею (активоване вугілля, силікагель, цеоліти). Процеси адсорбції є виборчими і зворотними.

Проскакування – поява у вихідній із шару адсорбенту суміші зростаючої кількості адсорбату, обумовлена насиченням поверхні адсорбенту. До кінця процесу концентрація вихідної парогазової суміші стає рівною початковій концентрації.

Статична активність адсорбенту – максимальна кількість речовини, адсорбована до моменту досягнення рівноваги 1 г або 1 м³ адсорбенту при даній температурі й концентрації адсорбату в парогазовій суміші. Статична активність – критерій селективності адсорбентів.

Динамічна активність адсорбенту – кількість речовини, адсорбована до початку просакування 1 г або 1 м³ адсорбенту при даній температурі та концентрації адсорбату в парогазовій суміші.

У технологічних процесах адсорбція майже завжди супроводжується протилежним процесом – десорбцією. Із закономірностей адсорбції випливає, що десорбції сприяє підвищення температури адсорбенту, зниження тиску над ним, наявність у парогазовій фазі конкуруючої з адсорбатом речовини (речовини, що витісняє). Звичайно десорбцію здійснюють із використанням водяної пари. Отриману суміш водяної пари й адсорбату розділяють конденсацією або ректифікацією.

Відповідно до теорії адсорбції Ленгмюра між адсорбентом і адсорбатом існує хімічний зв'язок, який утримує на поверхні твердого тіла адсорбційний шар товщиною в одну молекулу. Адсорбційна рівновага характеризується залежністю (ізотермою) між концентрацією адсорбованого компонента X (кг/кг адсорбенту) і його концентрацією в парогазовій фазі Y (кг/кг інертного носія), а також його рівноважним тиском p, Па. Із підвищенням температури рівноважна концентрація адсорбату зменшується, а з підвищенням тиску збільшується.

Рівнянь, що відображають ці залежності декілька.

Рівняння ізотерми Ленгмюра:

$$X = \frac{abp}{1 + bp}, \text{ кг/кг адсорбенту}$$

У випадку низького тиску ($bp \ll 1$) і отримаємо рівняння прямої лінії.

Рівняння ізотерми Фрейндліха:

$$X = AY^{1/n} \quad \text{або} \quad X = A_1 p^{1/n} \text{ кг/кг адсорбенту,}$$

де a, b, A, A₁, n – коефіцієнти, визначені дослідним шляхом, причому $n \geq 1$.

Процеси адсорбції проводяться періодично або безперервно.

Якщо адсорбент рухається через апарат, адсорбція відбувається безперервно і матеріальний баланс процесу виражається рівнянням, загальним для усіх процесів масопередачі. Адсорбція в шарі нерухомого адсорбенту є періодичним процесом, за якого концентрація речовини, що поглинається, в адсорбенті змінюється в часі і в просторі.

Прийmemo, що газ у кількості G за одиницю часу dt проходить шар адсорбенту заввишки dH і змінює свою концентрацію на величину dY, отже, віддає кількість речовини GdYdt. За цей же час концентрація речовини, що поглинається, в елементі шару збільшується на dX і кількість речовини, поглиненої шаром заввишки dH, складає S dH ρ_n dX, де S – площа поперечного перерізу адсорбенту, ρ_n – насипна маса адсорбенту. Тоді рівняння *матеріального балансу* запишеться у такому вигляді:

$$-GdYdt = SdH\rho_n dX$$

або

$$dY = -\frac{SdH\rho_n dX}{Gdt}$$

Незважаючи на складність і своєрідність процесу, основні закономірності для процесу адсорбції мають подібність з абсорбцією. Слід мати на увазі, що під час проведення процесу адсорбції адсорбент знаходиться найчастіше в нерухомому стані, а газ профільтровується через його шар. Під L слід розуміти не годинну витрату адсорбенту, а кількість його, яка завантажена в апарат. Останнім часом стали застосовувати адсорбери безперервної дії, в яких адсорбент рухається назустріч газовій суміші. В цьому випадку рівняння цілком ідентично рівнянню матеріального балансу процесу абсорбції.

Адсорбція – процес, що відбувається за участю твердої фази, тому описується рівнянням масопровідності. З рівняння можна визначити необхідну поверхню адсорбенту F і

його витрату. Далі розраховуються розміри апарата, для якого була підібрана необхідна поверхня масообміну.

Значення коефіцієнта масовіддачі β можна визначати за таким рівнянням:

$$\frac{m}{\tau} = \beta F \Delta_{\text{част}},$$

де $\Delta_{\text{част}}$ – часткова рушійна сила (різниця концентрацій речовини, що розподіляється, у фазі та на поверхні поділу);

m – маса адсорбованої речовини, кг;

F – поверхня масообміну, м^2 .

Величину коефіцієнта адсорбції β розраховують, використовуючи відоме рівняння критеріальної залежності між дифузійними критеріями Нуссельта і Прандтля:

$$Nu_{\delta} = A Re^n Pr^m.$$

Величину коефіцієнта A і показників ступенів n і m визначають експериментально. Так під час поглинання парів активним вугіллям у разі орієнтовних розрахунків можна прийняти:

$$Nu_{\delta} = 1,6 Re^{0,54}$$

Для зернистого адсорбенту у разі ламінарного руху ($Re < 30$)

$$Nu_r = 0,883 Re^{0,47} (Pr')^{0,33}$$

за турбулентного руху ($Re = 30 - 150$)

$$Nu_r = 0,53 Re^{0,54} (Pr')^{0,3}$$

У цих рівняннях визначальним геометричним розміром є еквівалентний діаметр $d_{\text{екв}}$.

Для мілкозернистого адсорбенту у киплячому шарі:

$$Nu_r = 46,25 \cdot 10^{-6} Re^{1,67},$$

де $Re_0 = w_0 d \rho / \mu$; $Nu_r = \beta d^2 / D_r$

де $P_{\text{об}}$ – об'ємний коефіцієнт масовіддачі, d – середній діаметр зерна, m (який є визначальним геометричним розміром в критерії Re), D_r – коефіцієнт дифузії в газовій фазі, $\text{м}^2/\text{сек}$.

Процеси адсорбції перебігають в нерухомому або рухливому шарі зернистого адсорбенту, або в киплячому (псевдозрідженому) шарі. У останньому випадку адсорбенти можуть знаходитися у вигляді "стаціонарного" шару усередині апарату або циркулювати через апарат. Адсорбція в шарі адсорбенту, що рухається, і особливо в киплячому шарі перебігає значно інтенсивніше, ніж в нерухливому шарі, і може проводитися в компактнішій апаратурі.

Завдяки величезній питомій поверхні адсорбентів під час адсорбції можливі дуже великі швидкості поглинання і повне поглинання компонентів, виділення яких шляхом абсорбції було б неможливе із-за малої концентрації їх в суміші. Тому адсорбція є ефективним способом розділення "бідних" сумішей, з тих, що тримають незначну кількість речовин, що поглинаються, а також сумішей, що складаються з компонентів, дуже близьких один до одного за хімічними і фізичними властивостями.

Екстракція

Екстракція із твердої речовини застосовується для витягу масла з насіння, каніфолі, скипидару й інших продуктів з деревини і т.д. Нижче будуть розглянуті процеси екстракції в системі рідина-рідина, які знаходять усе більш широке застосування в різних галузях хімічної технології: у виробництві синтетичного каучуку, у виробництві капролактаму й інших продуктів органічного синтезу, а також під час одержання ядерного пального, антибіотиків, у процесах нафтопереробки.

Вихідна рідка суміш обробляється *екстрагентом*, який не розчинний або мало розчинний у вихідній суміші. У результаті взаємодії екстрагенту з вихідним розчином утворюються: *екстракт* – розчин витягнутих з вихідної суміші компонентів в екстрагенті та *рафінат* – рідка суміш, збіднена компонентами, що вилучаються, і звичайно утримує деяку кількість екстрагенту.

Поділ рідкої суміші методом екстракції складається з наступних процесів:

– змішання вихідної суміші з екстрагентом для створення між ними тісного контакту;

- поділ двох рідинних фаз, що не змішуються (екстракту і рафінату);
- регенерація екстрагенту, тобто видалення його з екстракту і рафінату.

Фізичні основи процесу екстракції

У процесі екстракції розчинене в рідкій фазі речовина розподіляється між цієї й іншою рідкою фазою (екстрагентом) до досягнення динамічної рівноваги. Стан рівноваги фаз при екстракції характеризується *законом рівноважного розподілу*, який виражають через *коефіцієнт розподілу* K_p , що представляє собою відношення рівноважних концентрацій речовини, що розподіляється, в екстракті Y і рафінаті X при даній температурі.

У найпростішому випадку K_p є величина постійна $K_p = \frac{Y}{X}$ й закон рівноважного розподілу має такий вигляд: $Y = K_p \cdot X$.

Однак це вираження слушне тільки у разі, якщо вихідний розчинник і екстрагент взаємно зовсім нерозчинні та не відбувається асоціації або дисоціації молекул речовини, що розподіляється. Крім того, даний закон розподілу застосовується лише за відсутністю хімічної взаємодії між фазами.

На практиці екстрагент і вихідний розчинник часто мають якусь взаємну розчинність. У цих випадках коефіцієнт розподілу K_p залежить не тільки від температури, але й від концентрації X речовини, що розподіляється, у рафінаті, а закон рівноваги характеризується залежністю $Y = f(X)$. Отже, K_p часто є величиною змінної, значення коефіцієнта розподілу визначають дослідним шляхом.

Якщо екстрагент *частково розчинений* у вихідному розчиннику, то екстракт і рафінат являють собою взаємно насичені розчини, що складаються із трьох компонентів. Такі системи називаються *потрійними*. Крім екстрагенту і витягнутого компоненту (речовини, що розподіляється), екстракт містить також деяку кількість вихідного розчинника. Рафінат складається з вихідного розчинника й невеликих кількостей речовини, що розподіляється, і екстрагенту. Рівновага в потрійних системах наочно виражається за допомогою трикутної діаграми трьохкомпонентної суміші (рис. 35.1).

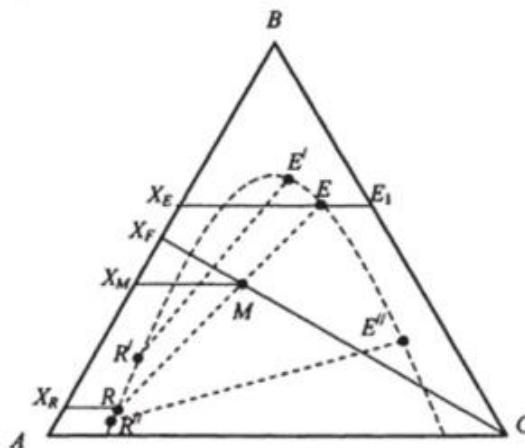


Рис. 35.1 – Трикутна діаграма складів трьохкомпонентної суміші

Для аналізу процесів рідинної екстракції істотне значення має розподіл цільового компонента B в рідких фазах вихідного розчинника (A) і екстрагенту (C) під час встановлення між ними стану рівноваги. Такі дані отримують експериментальним шляхом і подають як коефіцієнт розподілу (відношення концентрації компонента в одній рідині до концентрації в іншій рідині) цільового компонента (B) в двох рідинах. Ці ж експериментальні дані зображують графічно, фіксуючи на бінодальній кривій точки, відповідні концентраціям компонента в одній і іншій рідині. Для подальшого аналізу процесів екстракції зручніше оперувати величинами концентрації цільового компоненту (B) в бінарній вихідній суміші з початковим розчинником (A_f), у трьохкомпонентній суміші

вихідного розчину (рис 35.1) з екстрагентом (X_m) і в розшарованих рідинах: в екстракті (X_e) і рафінаті (X_R). Всі концентрації цільового компонента відраховуються як відрізки сторін АВ трикутника, що починаються від вершини А. При цьому відрізок концентрації в екстракті X_e (відрізок РС) для зручності переноситься на сторону АВ.

Точки Е і R на бінодальній кривій, відповідні рівноважним значенням концентрацій компонента в екстракті X_e і рафінаті X_R , з'єднуються відрізком ER.

Отримана суміш розшаровується на дві фази: *на екстракт* Е – розчин, збагачений компонентом, що розподіляються, В, і *на рафінат* R – розчин, збіднений компонентом В, причому склади екстракту і рафінату перебувають у рівновазі один з одним. Лінія, що з'єднує крапки рівноважних складів екстракту й рафінату, називається *хордою рівноваги, або конодою*.

Оскільки значення коефіцієнта розподілу X_e / X_R зазвичай не є постійним навіть для однієї і тієї ж системи і змінюється в залежності від величини концентрації в одній з розшарованих фаз, то на трикутній діаграмі це відповідає наявності пучка коннод, що з'єднують точки рівноважних концентрацій (Е і R, Е і R і т.д.).

Нахил хорд рівноваги визначається величиною коефіцієнта розподілу K_p . Положення хорд рівноваги визначають дослідним шляхом. Кінці хорд рівноваги з'єднують так званою *бінодальною кривою*. Область, обмежена цієї кривій, відповідає двофазним (розшаровуваним) системам і є *робочою частиною трикутної діаграми*. Область діаграми, що лежить поза цією кривою, відповідає гомогенній системі й тому для розрахунків процесів екстракції незастосовується.

Вибір екстрагента робиться залежно від його селективності (здатності переважно видобувати один з кількох компонентів розчину). Тому найкращим з цього погляду можна вважати той екстрагент, який розчиняє максимальну кількість одного компонента й мінімальну кількість решти компонентів.

Селективність екстракції характеризується коефіцієнтом селективності, або коефіцієнтом розділення:

$$\beta_B = \frac{y_B / y_A}{x_B / x_A},$$

де β_B – коефіцієнт селективності, значення якого визначається селективністю екстрагента відносно розподілюваного компонента В.

З урахуванням закону розподілу коефіцієнт селективності набуває вигляду:

$$\beta_B = \frac{m_B^*}{m_A^*}.$$

Оскільки при $\beta_B = 1$ селективність дорівнює нулю, то вибирати екстрагент треба так, щоб $\beta_B > 1$ (на практиці значення β_B має бути не менше двох). Значення β_B можна збільшити, змінивши рН розчину або ввівши в систему неекстраговану сіль, тобто методом висолювання.

До інших необхідних властивостей екстрагента можна віднести легкість виконання реекстракції, легке розшаровування фаз, безпечність під час роботи (нетоксичність, пожежовибухобезпечність тощо), низьку вартість, стабільність під час екстракції, реекстракції, зберігання та ін.

Матеріальний баланс рідинної екстракції

Матеріальний баланс процесу екстракції відповідає загальному для масообмінних процесів рівнянню:

$$G \cdot (y_1 - y_2) = L(x_1 - x_2),$$

де G – кількість реагенту, кг/с;

L – кількість вихідного розчинника;

Y_1, Y_2 – вміст компоненту, що розподіляється, в екстракті й в екстрагенті, кг/кг екстрагенту;

X_1, X_2 – вміст компоненту, що розподіляється, у вихідному розчині і рафінаті, кг/кг поч. розчинника.

Отже, витрата екстрагенту становить: $G = L \cdot \frac{X_1 - X_2}{Y_1 - Y_2}$, а *нитома витрата*: $l = \frac{L}{G}$.

Залежність між складами екстракту і рафінату виражається робочою лінією, рівняння якої відповідає загальному рівнянню масопередачі:

$$Y = Y_2 + \frac{L}{G} \cdot (X - X_2) = Y_2 + l \cdot (X - X_2)$$

Побудова робочої лінії аналогічна її побудові для процесів абсорбції, необхідно знати склад вихідного розчину, екстракту або рафінату на виході з апарату.

Процеси екстракції проводяться найчастіше без підведення або відводу тепла, при звичайних (кімнатних) температурах. Тому для розрахунків цих процесів не потрібно складання теплового балансу.

Згідно з основним рівнянням масопередачі кількість розподілюваної речовини під час сталого режиму екстракції становить:

$$M = K_Y \Delta y_m F \quad \text{або} \quad M = K_X \Delta x_m F.$$

У цих рівняннях коефіцієнти масопередачі становлять:

$$K_Y = \frac{1}{1/\beta_{df} + m^*/\beta_{cf}}, \quad K_X = \frac{1}{1/m^*\beta_{df} + 1/\beta_{cf}},$$

де β_{df} і β_{cf} – коефіцієнти масовіддачі для дисперсної й суцільної фази відповідно.

Устрій екстракторів

Запропонована велика кількість конструкцій різноманітних екстракторів, однак у промисловості застосовується лише обмежене число типів екстракційних апаратів.

За *характером зміни складу рідких фаз* екстракційні апарати можна розділити на:

- диференційно-контактні екстрактори, у яких характер зміни складу фаз близький до безперервного;
- східчасті екстрактори, у яких зміна складу фаз відбувається стрибкоподібно (східчасто), у кожному щаблі здійснюється змішання і поділ (сепарація) фаз.

Екстрактори обох груп можуть бути класифіковані по *двом ознакам*:

- за *способом контакту між суцільною фазою*, що заповнює апарат, і дисперсною фазою, що розподіляється у вигляді крапель у суцільній фазі. Контакт між фазами можливий за рахунок власної енергії потоків фаз (екстрактори без механічних обладнань, що перемішують), або за рахунок підведення енергії ззовні (механічні екстрактори);
- за *видом сепарації фаз*, яке може відбуватися внаслідок різниці щільностей фаз (гравітаційна сепарація) або під дією відцентрових сил (відцентрова сепарація).

Диференційно-контактні й східчасті екстрактори без обладнань, що перемішують (розпилювальні, тарілчасті, ситчасті колонні екстрактори) відрізняються порівняно низькою інтенсивністю масопередачі. Це пояснюється тим, що в системах рідина–рідина різниця густин фаз значно нижча, ніж у системах газ–рідина або пара–рідина. Незважаючи на низьку інтенсивність масопередачі, ці апарати, головним чином насадокові екстрактори, одержали поширення в промисловості завдяки простоті їх обладнання, значної продуктивності й придатності для проведення процесів у хімічно агресивних середовищах.

Останнім часом усе більш широко застосовуються екстрактори із примусовим перемішуванням, у яких за рахунок підведення до рідини енергії із зовнішнього джерела досягається значне збільшення поверхні контакту фаз і інтенсифікація масообміну.

У виробництвах великого масштабу, де необхідна більша продуктивність, але потрібне помірне число одиниць переносу для поділу суміші, ефективні колонні екстрактори з механічними мішалками, зокрема роторно-дискові екстрактори. Загальним недоліком усіх екстракторів з механічними мішалками є ускладнення експлуатації їх під часобробки сильно хімічно агресивних або радіоактивних речовин. Цього недоліку позбавлені пульсаційні (ситчасті і насадокові) екстрактори, що поєднують більшу продуктивність із високою інтенсивністю масопередачі.

Відцентрові екстрактори – компактні високоефективні апарати, які вигідно відрізняються від екстракторів інших типів малим часом перебування в них реагуючих

речовин і низькою утримуючою здатністю. Ці екстрактори придатні для обробки систем з малою різницею щільностей фаз, а також легко емульгуючих речовин, які й легко розкладають, вимагають швидкої екстракції.

Питання до лекції 35

- 35.1 Вкажіть різницю між абсорбційними і адсорбційними процесами
- 35.2 Вкажіть характеристики адсорбентів
- 35.3 Опишіть трикутну діаграму трикомпонентної суміші
- 35.4 Назвіть рівняння робочої лінії процесу екстракції

Лекція 36. Перегонка рідинних сумішей, дистиляція і ректифікація. Фізичні основи процесів. Діаграми t-x-y і t-x. Матеріальний баланс ректифікації. Мінімальне та робоче флегмовое число. Тепловий баланс. Види ректифікації

Перегонка рідинних сумішей, дистиляція і ректифікація

Для поділу суміші рідин звичайно прибігають до перегонки, де поділ заснований на різній температурі кипіння окремих речовин, що входять до складу суміші. Так, якщо суміш складається із двох компонентів, то у разі випару компоненту з більш низькою температурою кипіння (*низькокиплячий компонент*, скорочено НК) переходить у пари, а компонент із більш високою температурою кипіння (*висококиплячий компонент*, скорочено ВК) залишається в рідкому стані. Отримані пари конденсуються, утворюючи так званий *дистилят*; а невипарувана рідина називається *залишком*. Таким чином, у результаті перегонки НК переходить у дистилят, а ВК – у залишок. Описаний процес, називаний *простою перегонкою*, не дає, однак, можливості зробити повний поділ компонентів суміші й одержати їх у чистому виді.

Очищення речовин *дистиляцією* заснована на тому, що під час випаровування суміші рідин пар виходить зазвичай іншого складу – відбувається його збагачення легкозакипаючим компонентом суміші. Тому з багатьох сумішей можна видалити легкокиплячі домішки або, навпаки, перегнати основну речовину, залишивши важкокиплячі домішки в перегінному апараті.

Однак, часто доводиться стикатися з азеотропними сумішами, у яких всі компоненти відгоняються в незмінному співвідношенні, і в такому випадку поділу не відбувається і очищення перегонкою неможливе.

Для отримання чистих речовин (особливо для глибокого очищення) замість простої дистиляції слід використовувати *ректифікацію*, тобто процес, за якого відбувається автоматичне поєднання процесів дистиляції і конденсації. У ректифікаційній колоні пар зустрічається з різними фракціями конденсату, при цьому частина менш летючого компоненту конденсується з пари в рідину, а частина більш летючого компонента переходить з рідини в пар. Проходячи через безліч полиць (тарілок) ректифікаційної колони, пар встигає настільки збагатитися більш летючим компонентом, що на виході з колони практично містить тільки цей компонент (або азеотропну суміш).

Ректифікація використовується для очищення не тільки рідких препаратів. Загально відоме застосування ректифікації для поділу зріджених газів (кисень, нітроген, інертні гази), а також очищення твердих речовин, порівняно легко випаровувані. Частина конденсату, що отримується в ректифікаційній колоні зверху, повертається на зрошення апарату, і називається *флегмою*, а інша частина – видаляється в якості *дистиляту*.

Фізичні основи процесів

Для бінарних сумішей в системі пар–рідина за правилом фаз Гіббса число ступенів свободи $C = 2$, отже за постійного тиску в умовах рівноваги для цієї системи однозначно будуть пов'язані між собою температура і склади рідкої і парової фаз. Для розуміння процесів перегонки необхідно ознайомитися з деякими властивостями рідких сумішей. Властивості таких сумішей найпростіше вивчати графічним методом за допомогою x-y-діаграми і t-x-y-діаграми.

Ідеальні суміші

Парціальний тиск пари кожного компонента ідеальних сумішей залежить від температури й вмісту даного компонента та пропорційний молярній частці даного компонента в суміші (описується законом Рауля).

Реальні рідкі суміші тією чи іншою мірою відхиляються від ідеальних (відхилення від закону Рауля можуть бути позитивними або негативними). Суміші хімічно подібних речовин мало відхиляються від ідеальних. Так, суміші рідких вуглеводнів (наприклад, бензолу й толуолу) практично можуть розглядатися як ідеальні. Позитивні відхилення спостерігаються частіше: парціальні тиски пари компонентів вищі, ніж ти, що відповідають закону Рауля, і крива повного тиску лежить вище прямою, яка відповідає ідеальній суміші. У випадку негативного відхилення парціальні тиски пари компонентів нижче відповідних до закону Рауля і крива повного тиску лежить нижче прямою, яка відповідає ідеальній суміші.

Суміші рідин, нерозчинних друг у другу. Зовсім нерозчинних друг у другу рідин не існує, але в деяких випадках (наприклад, суміші бензол — вода, сірковуглець — вода й ін.) взаємна розчинність рідин настільки мала, що практично їх можливо вважати нерозчинними друг у другу. Нерозчинні рідини можна розділяти відстоюванням, тому що вони розшаровуються, причому у верхньому шарі перебуває рідина меншої щільності, у нижньому – рідину з більшою щільністю.

Для реальних сумішей відносна летючість компонентів залежить не тільки від її природи, а й від температури кипіння. Температура кипіння в свою чергу залежить від тиску. Для більшості сумішей відносна летючість компонентів знижується з підвищенням температури і тиску. Правильно вибравши режим проведення процесів перегонки або ректифікації по тиску, можна домогтися кращого розділення сумішей. При цьому можуть бути знижені капітальні та енергетичні витрати при досягненні заданого цільового результату поділу.

Побудова діаграм t-x-y і t-x

Для неідеальних сумішей ці діаграми можуть бути побудовані тільки на підставі дослідних даних.

Для ідеальних сумішей діаграми можна побудувати шляхом розрахунків, виходячи зі значень тиску пар чистих компонентів ($P_{НК}$ і $P_{ВК}$) за різних температур. Для цього можна скористатися рівнянням:

$$P = p_{НК} + p_{ВК} = P_{НК} \cdot x + P_{ВК} \cdot (1 - x),$$

вирішивши його відносно x , одержимо:

$$x = \frac{P - P_{ВК}}{P_{НК} - P_{ВК}}.$$

Таким чином, обравши ряд температур (у межах між температурами кипіння чистих компонентів), можна вичислити склад рідини, що кипить за заданої температури і далі визначаючи парціальний тиск НК за формулою $p_{НК} = P_{НК} \cdot x$, знайдемо склад парової фази:

$$y = \frac{p_{НК}}{P} = \frac{x \cdot P_{НК}}{P}.$$

Опис процесу в ректифікаційній колоні

Під час ректифікації вихідна рідка суміш ділиться на дві частини: дистилат – НК, і залишок – ВК. Безперервна ректифікація проводиться в апаратах (ректифікаційних колонах), що полягають із двох частин (рис. 36.1). Вихідна суміш уводиться у верхню частину нижньої частини (*вичерпна колона*). Тут вихідна рідка суміш взаємодіє протитечією з паром, початковий склад якого аналогічний складу залишку; у результаті відбувається вичерпування суміші, тобто витяг з неї НК і збагачення її ВК. У верхній частині (*зміцнювальна колона*) пар надходить із нижньої частини і взаємодіє протитечією з рідиною, початковий склад якої аналогічний складу дистилату; у результаті відбувається зміцнення пари, тобто збагачення його НК.

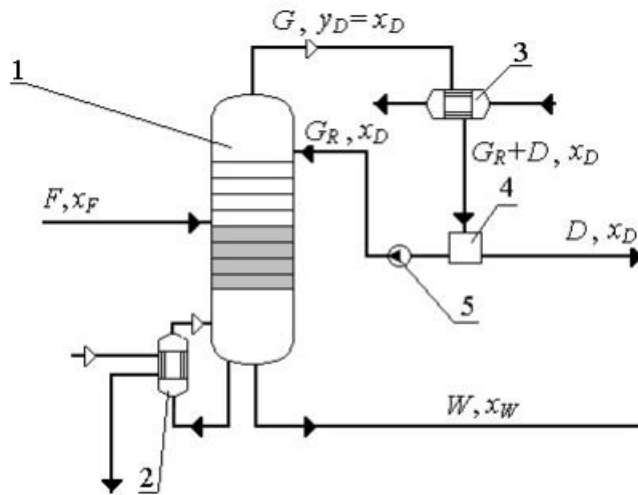


Рис. 36.1 – Ректифікаційна установка

Пара для живлення ректифікаційного апарата утворюється в кубі шляхом випару частини рідини, що надходить у куб, рідину для зрошення апарата (флегма) виходить у дефлегматорі 4 шляхом конденсації частини пари, що має склад, аналогічний складу дистилляту. Тепло, необхідне для випару суміші, повідомляється їй у кубі. У дефлегматорі відбувається відвід тепла, внаслідок чого в ньому пари повністю або частково конденсуються.

Матеріальний баланс ректифікації

Позначимо через F кількість вступної на ректифікацію суміші (кмоль/с), через D – кількість одержуваного дистилляту (кмоль/с), через W – кількість залишку (кмоль/с) і через x_F , x_D і x_W – склади суміші, дистилляту й залишку (у мол. частках НК). Тоді рівняння матеріального балансу:

– для всієї кількості суміші прийме вигляд: $F = D + W$

– для потоку НК: $x_F \cdot F = x_D \cdot D + x_W \cdot W$.

Звичайно задані кількість суміші F і склади x_F , x_D і x_W . Кількості дистилляту D і залишку W визначаються спільним розв'язком цих рівнянь.

Позначимо через G і L кількості парової та рідкої фаз (кмоль/с), через y_1 і y_2 – молярні частки НК у парах на вході в колону й на виході з неї, через x_2 і x_1 – молярні частки НК у рідині на вході в колону й на виході з неї.

Розглянемо довільний перетин А-А в нижній або верхній частині апарата. У цьому перетині склад пари y , а склад рідини x . Складемо рівняння матеріального балансу за НК для частини апарата, розташованої вище розглянутого перетину:

$$G \cdot y + L \cdot x_2 = G \cdot y_2 + L \cdot x,$$

звідки $y = y_2 - \frac{L}{G} \cdot (x_2 - x)$.

Аналогічно, записавши матеріальний баланс за НК для частини апарата, яка розташована нижче перетину А-А, маємо:

$$G \cdot y_1 + L \cdot x = G \cdot y + L \cdot x_1,$$

звідки $y = y_1 + \frac{L}{G} \cdot (x - x_1)$.

Отримані рівняння являються рівняннями робочої лінії процесу ректифікації.

Тангенс кута нахилу робочої лінії $\operatorname{tg} \alpha = \frac{R}{R+1}$, а відрізок, що відтинається на осі

ординат, становить $b = \frac{x_D}{R+1}$.

У вичерпній колоні рівняння робочої лінії процесу ректифікації:

$$y = x_w + \frac{R+f}{R+1} \cdot (x - x_w) = \frac{R+f}{R+1} \cdot x - \frac{f-1}{R+1} \cdot x_w.$$

Підставляючи в отримане рівняння $x = x_w$ одержимо $y = x_w$, тобто робоча лінія вичерпної колони проходить через лежачу на діагоналі крапку A' з абсцисою x_w .

Знайдемо абсцису крапки C' перетинання робочих ліній зміцнювальної й вичерпної колон. Ордината цієї крапки, певно за рівняннями зміцнювальної колони:

$$x = \frac{P \cdot x_p + (F-P) \cdot x_w}{F} = \frac{P \cdot x_p + W \cdot x_w}{F} = \frac{F \cdot x_F}{F} = x_F,$$

отже, абсциса крапки B' дорівнює складу вихідної суміші X_F .

На підставі отриманих співвідношень можна побудувати на y - x -діаграмі робочі лінії в такий спосіб (рис. 36.2). Відкладаємо на осі абсцис крапки A , B та C , які відповідають до складів залишку X_w , суміші X_F і дистилляту X_D , проводимо через ці крапки вертикалі AA' , BB' і CC' . Далі, залежно від прийнятого флегмового числа R , відкладаємо на осі ординат відрізок OD , довжина якого визначається за формулою знаходження величини b .

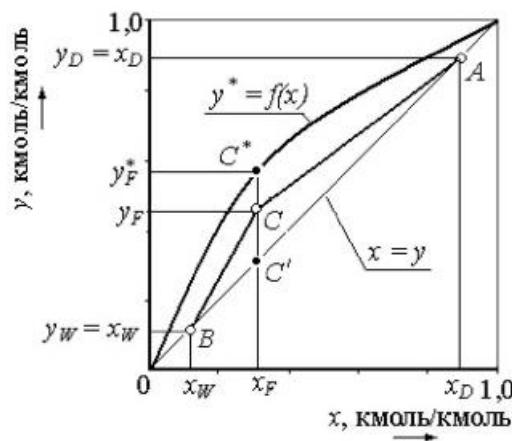


Рис. 36.2 – Побудова робочих ліній ректифікаційної колони на x - y -діаграмі і визначення флегмового числа

Крапку D на осі ординат і крапку C' перетинання вертикалі CC' з діагоналлю з'єднуємо прямою DC' . Крапку B' перетинання цієї прямої з вертикаллю BB' з'єднуємо із крапкою A' перетинання вертикалі AA' з діагоналлю. Відрізок $B'C'$ буде *робочою лінією зміцнювальної колони*, відрізок $A'B'$ – *робочою лінією вичерпної колони*.

Мінімальне та робоче флегмове число

Якщо змінювати флегмове число, буде змінюватися й положення робочих ліній. За великих значень флегмового числа R робочі лінії займають своє крайнє нижнє положення (колона працює «на себе», відбір дистилляту не проводиться) робоча лінія збігається з діагоналлю, тому що при $R=\infty$ відрізок b обертається в нуль.

У разі деякого мінімально можливого флегмового числа обидві робочі лінії торкаються лінії рівноваги в одній спільній точці C^* на вертикалі x_F . Отже зменшувати флегмове число можна лише до деякої межі, бо робоча лінія виражає нерівноважний склад парів, тобто фактичний вміст НК. Склади пари y^* , рівноважний з рідиною в кожному перетині колони і виражається *лінією рівноваги*. Відрізки ординат між лінією рівноваги й робочою лінією, дорівнюють різниці (y^*-y) , і виражають *рушійну силу процесу масопередачі*, а саме, процесу випару НК з рідини.

За умови досягнення рівноваги в точці введення живлення координати цієї точки (точки C^* на діаграмі) з використанням рівняння робочої лінії опишуться так:

$$y_F^* = \frac{R_{\min}}{R_{\min} + 1} x_F + \frac{x_D}{R_{\min} + 1}.$$

А мінімальне флегмове число розраховують за формулою:

Найвигідніше флегмове число, за якого загальні витрати мінімальні, може бути знайдене шляхом техніко-економічних розрахунків. Звичайно ухвалюють значення робочого флегмового числа від $R=1,2R_{\min}$ до $R = 2,5R_{\min}$. Відношення робочого флегмового числа до мінімального називається *коефіцієнтом надлишку флегми*.

Тепловий баланс

Складемо рівняння теплового балансу ректифікаційної колони:

Прихід тепла		Витрата тепла	
У кубі	Q	З паром, що виходить з апарату	G·I
Із сумішшю	F·i _F	Із залишком	W·i _w
З флегмою	Φ·i _ф	Втрати у довкілля	Q _п

де W, Φ – кількості залишку та флегми, кмоль/с;

G – кількість пари, що виходять із апарату, кмоль/с;

I – ентальпія пари, дж/кмоль;

i_f, i_w, i_ф – ентальпія суміші, залишку та флегми, дж/кмоль.

Тепловий баланс

$$Q = DR(I - i_{\phi}) + D(I - i_F) + W(i_w - i_F) + Q_p$$

У цій рівнянні член $DR(I - i_{\phi})$ являє собою витрату тепла на випар флегми, член $D(I - i_F)$ – витрата тепла на випар дистилляту, член $W(i_w - i_F)$ – витрата тепла на нагрівання залишку.

Види ректифікації

Залежно від температури кипіння поділюваних рідин ректифікацію проводять під різним тиском. При температурах кипіння від 30 до 150° С звичайно застосовують ректифікацію під атмосферним тиском. Ректифікацію у вакуумі застосовують при поділі висококипящих рідин для зниження температур їх кипіння. Ректифікацію під тиском проводять при поділі рідин з низькою температурою кипіння, зокрема при поділі зріджених газів.

Дефлегмацію проводять у разі часткової або повної конденсації пара.

Під час часткової конденсації відбувається деяке збагачення пари НК і отримується дистиллят з меншим змістом ВК, чому в парах, що виходять із колони. Часткова конденсація застосовується при простій перегонці. У випадку *повної конденсації* виходячі з колони пари повністю конденсуються в дефлегматорі 5. Конденсат стікає в склянку б, де ділиться на дві частини: флегму і дистиллят. Основна перевага повної конденсації полягає в можливості більш простого й точного регулювання процесу.

Під час ректифікації тепло витрачається на випар флегми й дистилляту, а також на нагрівання залишку. Тепло випару виділяється з охолодною водою в дефлегматорі, тепло залишку губиться разом з ним або видаляється в холодильнику, у якому звичайно охолоджують залишок.

В якості обладнання ректифікації застосовують апарати колонного типу – насадкові та барботажні колони, які не відрізняються від абсорберів аналогічного типу.

Питання до лекції 36

- 36.1 Вкажіть різницю між перегонкою, дистиляцією та ректифікацією
- 36.2 Охарактеризуйте фізичні основи процесу ректифікації
- 36.3 Опишіть побудову робочої лінії та лінії рівноваги процесу ректифікації
- 36.4 Охарактеризуйте флегмове число: мінімальне і робоче

Лекція 37. Способи сушіння. Основи процесу сушіння. Матеріальний і тепловий баланс сушіння. Кристалізація.

Теплове сушіння є найпоширенішим способом видалення вологи із твердих і пастообразних матеріалів і проводиться двома основними способами:

– шляхом безпосереднього зіткнення сушильного агента (нагрітого повітря, топкових газів) з матеріалом, що висушується, – *конвективне сушіння*;

– шляхом нагрівання матеріалу, що висушується, тим або іншим теплоносієм через стінку, що проводить тепло, – *контактне сушіння*.

Сушіння проводиться також шляхом нагрівання матеріалів, що висушуються, струмами високої частоти (*діелектричне сушіння*) або інфрачервоними променями (*радіаційне сушіння*). В особливих випадках застосовується сушіння деяких продуктів у замороженому стані під час глибокого вакууму – *сушіння сублімацією*, або *сублімацією*.

Основи процесу сушіння

Під час сушіння відбувається передача речовини з однієї фази в іншу і це супроводжується процесом теплопередачі (температури фаз не однакові). Кількість тепла, переданого від газоподібного сушильного агента до рідини шляхом конвекції за температури газу t_r , що перевищує температуру t_m матеріалу (рідини), складе:

$$Q_1 = \alpha \cdot F \cdot (t_r - t_p),$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі.

Кількість паркої рідини визначається рівнянням $M = K \cdot F \cdot \Delta C$.

Ця кількість рідини переходить у вигляді пари в газову фазу й передає від рідини до газу тепло, відповідне до теплоти випару цієї рідини:

$$Q_2 = M \cdot r = r \cdot K \cdot F \cdot (p^* - p),$$

де r – теплота випару;

p^* – тиск пари над рідиною (за температури t_p);

p – парціальний тиск пари в газовій фазі.

Усього передається тепла від газу до рідини: $Q = Q_1 - Q_2$ причому це тепло витрачається на нагрівання рідини.

В процесі нагрівання рідини її температура $t_{ж}$ і тиск пари p^* зростають. Відповідно до цього Q_1 буде зменшуватися, а Q_2 збільшуватися. Очевидно, настане момент, коли Q_1 буде рівно Q_2 і $Q = 0$, тобто всі тепло, одержуване рідиною від газу шляхом конвекції, буде вертатися газу у вигляді теплоти випару рідини. Після цього подальше нагрівання рідини стане неможливим, і буде відбуватися випар її за постійної температури (а отже, за постійного p^*) до тих пір, поки не випарується вся рідина.

Температура, прийнята рідиною під час випару її після досягнення теплової рівноваги ($Q = 0$), називається *температурою мокрого термометра* і позначається t_m , яка визначається умовою $Q_1 = Q_2$, або

$$\alpha \cdot (t_r - t_m) = r \cdot K \cdot (p_m^* - p),$$

де p_m^* – тиск пари над рідиною за температури t_m .

Під час сушіння протягом певного часу вологість матеріалу наближається до деякої межі, відповідного до рівності $p_{\text{мат-ла}} = p_{\text{вод.пара}}$, тобто настає рівновага в процесі обміну вологою між матеріалом і середовищем. Цьому стану відповідає деяка стійка вологість матеріалу, називана *рівноважною вологістю*, за якої процес сушіння припиняється.

Рівноважна вологість і, отже, протікання процесу сушіння залежать від властивостей матеріалу, що висушується, характеру зв'язку з ним вологи й параметрів навколишнього середовища.

Зв'язок вологи з матеріалом може бути механічної, фізико-хімічної й хімічної. Волога, хімічно пов'язана з матеріалом (*гідратна, або кристаллизаційна*), у процесі сушіння звичайно не віддається й тому під час розрахунків сушарок не враховується. Незалежно від характеру зв'язку вологу, міцно пов'язану з матеріалом, на відміну від зовнішньої вологи називають *гігроскопічною*. Уся волога, що видаляється з матеріалу в умовах теплового сушіння, називається *вільною вологою*. Частина вологи, яку ще можна вилучити сушінням, часто називають *зв'язаною вологою*. За інших рівних умов рівноважна вологість тем вище, чим більше тиск водяної пари в середовищі, що оточує вологий матеріал. Сушіння можливе як у вологому, так і в гігроскопічному станах матеріалу за умови, що його вологовміст більше рівноважного.

Матеріальний і тепловий баланс сушіння

Нехай кількість вологого матеріалу, що надходить у сушарку, рівно G_1 кг/з а його вологість w_1 ваг. часток. У результаті сушіння виходить G_2 кг/з висушеного матеріалу (вологістю w_2 ваг. часток) і W кг/з випаруваної вологи.

Тоді матеріальний баланс за усієї кількості речовини виразиться рівністю:

$$G_1 = G_2 + W.$$

Баланс за абсолютно сухою речовиною, кількість якої не змінюється під час сушіння:

$$G_1 \cdot (1 - w_1) = G_2 \cdot (1 - w_2).$$

Із цих рівнянь визначають кількості висушеного матеріалу G_2 і випаруваної вологи W .

Для теплового розрахунків сушарки необхідно знати витрату повітря на сушіння, який визначається з балансу вологи.

Якщо на сушіння витрачається L кг абсолютно сухого повітря, причому вологовміст вологого повітря на вході в сушарку x_0 кг/кг сухого повітря, а на виході із сушарки x_2 кг/кг сухого повітря, то з повітрям надходить Lx_0 кг вологи. З матеріалу випаровується W кг вологи, з відпрацьованим повітрям іде Lx_2 кг вологи. Отже, баланс вологи в сушарці виражається рівністю:

$$L \cdot x_2 = L \cdot x_0 + W,$$

звідки витрата повітря для сушіння становить:

$$L = \frac{W}{x_2 - x_0},$$

де x_1 та x_2 – вологовміст повітря на вході і на виході з сушарки відповідно, кг/кг ($x_1 = x_0$).

Питома витрата повітря (на 1 кг випаруваної вологи) залежить тільки від різниці вологовмістів відпрацьованого й свіжого повітря:

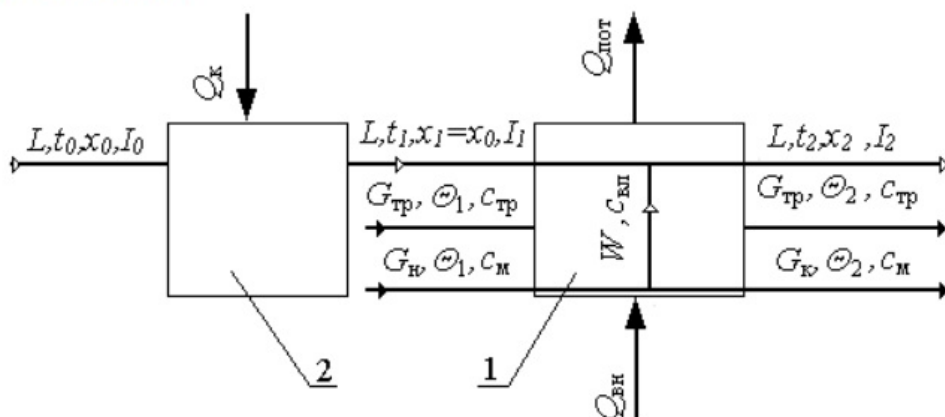
$$l = \frac{L}{W} = \frac{1}{x_2 - x_0} \text{ кг сухого повітря / кг вологи.}$$

Питома витрата повітря буде тим більша, чим вище його початковий вологовміст x_0 і буде зростати зі збільшенням температури й вологості (t_0 і ϕ_0).

Складемо тепловий баланс щодо тепла, переданого сушарці (рис. 37.1), з обліком того, що кількість тепла, що підводиться для сушіння шляхом підігріву у калорифері Q_K :

$$Q_K = L \cdot (I_1 - I_0),$$

де I_0 і I_1 – ентальпія сушильного агента на вході і виході з калориферу відповідно, кДж/кг.



1 – сушарка; 2 – калорифер

Рис. 37.1 – Схема сушильної установки

Для складання балансу введемо: c , c_v , c_2 і c_t – середні питомі теплоємності сушильного агента (на 1 кг сухого), вологи, що віддається з матеріалу; висушеного матеріалу і транспортних обладнань сушарки, Дж/кг·град; t_0 і t_2 – температури сушильного агента перед калорифером і після сушарки, $^{\circ}\text{C}$; $t_{вх}$ і $t_{вих}$ – температури матеріалу на вході й

виході із сушарки, °С; G_T – маса транспортних обладнань, кг; $t_{вх.тр.обл.}$ і $t_{вих.тр.обл.}$ – температура транспортних обладнань на вході і виході із сушарки, °С; $i_{вод.п.св.}$ і $i_{вод.п.отр.}$ – ентальпія водяної пари у свіжому та відпрацьованому сушильному агенті, Дж/кг.

Баланс тепла може бути виражений у такій спосіб:

Прихід тепла		Витрати тепла	
З сушильним агентом у калорифері	$L \cdot I_0$	З сушильним агентом, що виходить з сушарки	$L \cdot c \cdot t_2 = L \cdot I_2$
З матеріалом, що висушується	$G_2 \cdot c_2 \cdot t_{вх.}$	З висушеним матеріалом	$G_2 \cdot c_2 \cdot t_{вих.}$
З вологою, що випаровується з матеріалу	$W \cdot c_v \cdot t_{вх.}$	Фізичне тепло нагрітих транспортних обладнань	$G_T \cdot c_T \cdot t_{вих.тр.обл.}$
Фізичне тепло транспортних обладнань	$G_T \cdot c_T \cdot t_{вх.тр.обл.}$	Втрати тепла в навколишнє середовище	$Q_{втр.}$
Тепло, що підводиться у калорифері та з додаткових джерел	$Q = Q_k + Q_d$		

З урахування кількості теплоти, витраченої на нагрівання повітря в калорифері, рівняння теплового балансу набуває вигляду:

$$1 \cdot (I_1 - I_0) = c \cdot t_{вх.} + q_d - \sum (q_m + q_T + q_v).$$

Для теоретичної сушарки характерне таке рівняння теплового балансу:

$$1 \cdot (I_2 - I_1) = 0.$$

Це можливо, якщо додаткова теплота q_d компенсує всі теплові витрати і тоді: $I_2 = I_1$, тобто в теоретичній сушарці ентальпія — величина постійна.

Кількість теплоти, витраченої в калорифері:

$$q_k = 1 \cdot (I_1 - I_0) = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = \frac{I_2 - I_0}{x_2 - x_0}$$

Рівняння теплового балансу дійсної сушильної установки:

$$1 \cdot (I_2 - I_1) = c \cdot t_{вх.} + q_d - \sum (q_m + q_T + q_v)$$

Позначивши праву частину рівняння через Δ , яка характеризує відхилення дійсного процесу сушіння від теоретичного і являє собою внутрішній баланс теплоти в сушарці одержимо

$$1 \cdot (I_2 - I_1) = \Delta$$

Отже, ентальпія повітря на вході і виході дійсної сушарки різна. Визначмо ентальпію повітря на виході із сушарки:

$$I_2 = I_1 + \frac{\Delta}{1}$$

Якщо кількість теплоти від допоміжних джерел q_d буде меншою за суму теплових витрат q_v , то в цьому разі $\Delta < 0$ і ентальпія повітря на виході із сушарки I_2 буде меншою, ніж ентальпія повітря на виході із калорифера I_1 .

Кінетика процесу. Видалення вологи з поверхні висушуваного матеріалу створює градієнт концентрації у товщині шару матеріалу. Градієнт концентрації спричиняє дифузію вологи з глибинних шарів. Поки існує рівновага між надходженням вологи на поверхню і видаленням її з поверхні сушильним агентом, швидкість сушіння буде постійною (I період), буде видалятися основна волога у кількості 70–80 %. Коли волога вже не встигає дифундувати із глибинних шарів на поверхню, спостерігаємо падіння швидкості сушіння (II період). За допомогою кривої сушіння для конкретного матеріалу визначають час висушування τ та габарити сушильної установки.

Кристалізація

Кристалізацією називають процес виділення твердої фази у вигляді кристалів з розчинів і розплавів. Кристали, що містять молекули води, називаються *кристалогідратами*.

Одержання великої кількості кристалів у промислових умовах називають *масовою кристалізацією*. Вона проводиться у разі зниження розчинності речовини, що виділяється, за рахунок вилучення частини розчинника (наприклад, випарюванням) або зниженням температури розчину.

Кристалізація є дифузійним процесом. Під час його здійснення відбувається масообмін між рідкою і твердою фазами, в результаті чого речовина переходить з рідкої фази у тверду.

У виробничих умовах процес кристалізації складається з таких операцій: власне кристалізації, відділення кристалів від розчину, перекристалізації (за необхідності), промивання кристалів та їх наступного сушіння. Як попередню операцію, що забезпечує необхідну концентрацію розчину перед кристалізацією, проводять випарювання.

Залежно від властивостей розчинника і розчиненої солі, величини температурного коефіцієнта розчинності речовини і методу одержання пересичених розчинів у промисловості набули широкого застосування такі способи масової кристалізації. У промисловій практиці застосовують різноманітні методи кристалізації, що відрізняються, в основному, способами створення перенасичення. З них найвідоміші такі способи:

– охолодження розчину – застосовують для речовин з позитивною розчинністю, тобто розчинність яких зменшується із зниженням температури; під час проведення процесу охолоджувальної кристалізації кількість розчинника в системі залишається незмінною, то таку кристалізацію іноді називають *ізогідричною*; здійснюється в кристалізаторах за допомогою охолодження гарячого концентрованого розчину різними хладагентами – водою, повітрям або захолюваними розсолами.

– вилучення розчинника випарюванням (випарюванням) – застосовують для кристалізації речовин з негативною і дуже низькою позитивною розчинністю; застосовується переважно для солей з невисоким концентраційним коефіцієнтом розчинності солі; у разі видалення розчинника шляхом його часткового випарювання розчин стає пересиченим і з нього виділяється кристалічний осад і випар частини розчинника проходить переважно за постійної температури, тому такий процес часто називають *ізотермічною кристалізацією*; – висолування розчинів – здійснюється додаванням речовин, що знижують розчинність компонента, який кристалізується (наприклад, під час кристалізації кухонної солі NaCl додають MgCl₂; додавання деякої кількості метилового або етилового спирту в насичений водний розчин хлориду натрію викликає негайне виділення з розчину (висолування) розчиненої солі переважно у вигляді дрібнокристалічного осаду).

– *реакційна кристалізація*, застосовувана у випадках утворення речовини в результаті перебігу хімічних реакцій між реагуючими компонентами, що додаються у розчин. Наприклад, у результаті взаємодії аміаку та фосфорної кислоти в рідкій фазі утворюються моно-, ді- і триамонійфосфатні солі залежно від витрат компонентів, кислотності розчину та температури. Реакційна кристалізація з утворенням кристалічних речовин перебігає, як правило, із частковим випарюванням розчинника під вакуумом.

– кристалізація *виморожуванням* застосовується в нафтохімічних виробництвах для фракційного поділу бінарних сумішей, що складаються з компонентів із різними температурами кристалізації. Так, під час охолодження бінарної суміші бензол-толуол нижче температури 0 °C на охолоджуваній поверхні теплообміну утворюється кристалічний шар бензолу ($t_{кр} = 5,5\text{ °C}$), у той час як толуол ($t_{кр} = -95\text{ °C}$) залишається в розчині. Тому що теплота кристалізації речовин помітно менша теплоти випарювання, фракційна кристалізація виморожуванням в енергетичному плані набагато економніша, ніж процеси розділення сумішей методами дистиляції і ректифікації.

Питання до лекції 37

37.1 Назвіть основні терміни процесу сушіння

37.2 Охарактеризуйте способи сушіння

37.3 Опишіть різницю між теоретичною і дійсною сушаркою

37.4 Охарактеризуйте найпоширеніші способи кристалізації