Міністерство освіти і науки України

Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»

Я.М. Корнієнко, А.Р. Степанюк, С.В. Гулієнко,
С.С. Гайдай, О.О. Семінський

Процеси та обладнання хімічних технологій

Частина 2. Практикум

Навчальний посібник

Рекомендовано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
як навчальний посібник для здобувачів ступеня бакалавра
за освітньою програмою «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії»
спеціальності 133 Галузеве машинобудування

Електронне мережеве навчальне видання

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2025

УДК 66.02(075.8)
К67

Укладачі: *Корнієнко Ярослав Микитович,* д-р техн. наук, проф.
Степанюк Андрій Романович, канд. техн. наук, доцент
Гулієнко Сергій Валерійович, канд. техн. наук., доцент
Гайдай Сергій Сергійович, канд. техн. наук., доцент
Семінський Олександр Олегович, канд. техн. наук., доцент

Рецензент: *Сокольський Олександр Леонідович, канд. техн. наук, доц.*

Відповідальний редактор *Корнієнко Ярослав Микитович,* д-р техн. наук, проф.

Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського
(протокол №3 від 09.01.2025 р.)
за поданням Вченої ради інженерно-хімічного факультету
(протокол №9 від 28.10.2024 р.)

К67 **Корнієнко Я.М.**
Процеси та обладнання хімічних технологій. Частина 2. Практикум [Електронний ресурс]: навч. посіб. для ступеня бакалавра за освіт. програмою «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії» спец. 133 Галузе машинобудування / Корнієнко Я.М., Степанюк А.Р., Гулієнко С.В., Гайдай С.С., Семінський О.О. – Електрон. текст. дані (1 файл). – Київ : КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2025. – 520 с.

У посібнику наведено теоретичні відомості з гідромеханічних, механічних та масообмінних процесів, які є одними з найважливіших у хімічній промисловості. Описано методики виконання параметричних розрахунків основних гідромеханічних, механічних та масообмінних апаратів. Даний навчальний посібник присвячений питанням розрахунків та вибору основного обладнання хімічної промисловості. Наведені індивідуальні завдання для розрахунків. Всі необхідні довідкові дані для виконання розрахунків наведені в тексті посібника. Навчальний посібник призначений для здобувачів ступеня бакалавр за спеціальністю 133 Галузе машинобудування, також буде корисним для бакалаврів за спеціальностями 101 Екологія, 161 Хімічні технології та інженерія та 174 Автоматизація, комп'ютерно-інтегровані технології та робототехніка.

УДК 66.02(075.8)

Реєстр. № НП 24/25-116. Обсяг 23,64 авт. арк.
Національний технічний університет України
«Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського»
проспект Берестейський, 37, м. Київ, 03056
https://kpi.ua
Свідоцтво про внесення до Державного реєстру видавців, виготовлювачів
і розповсюджувачів видавничої продукції ДК № 5354 від 25.05.2017 р.

© Корнієнко Я.М., Степанюк А.Р., Гулієнко С.В., Гайдай С.С., Семінський О.О. 2025
© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2025

ЗМІСТ

ЧАСТИНА 1.
ПРОЦЕСИ ПЕРЕНЕСЕННЯ ТА ТЕПЛООБМІНУ

ПЕРЕДМОВА

ВСТУП

РОЗДІЛ 1. ОСНОВИ ГІДРАВЛІКИ

1.1.Рідини та їх властивості

1.2.Основне рівняння гідростатики

1.3.Визначення сили тиску суцільного середовища на стінку

1.4.Засади прикладної гідравліки

1.5.Гідравлічний опір при русі суцільного середовища

1.6.Розрахунок діаметра трубопроводу

1.7.Гідравлічний розрахунок теплообмінників

1.8.Визначення гідравлічного опору тарілчастих і насадкових колон

1.9.Розрахунок насосів, вентиляторів, компресорів

РОЗДІЛ 2. БАЗОВІ ЗАСАДИ ТЕПЛОПЕРЕДАЧІ

2.1 Передача теплоти теплопровідністю

2.2 Тепловіддача при вільній конвекції

2.3 Тепловіддача при вимушеному русі теплоносія

2.4 Тепловіддача при зміні агрегатного стану теплоносія

2.5 Тепловіддача при випромінюванні

2.6 Теплопередача

2.7 Теплопередача при наявності оребрених поверхонь

РОЗДІЛ 3. РОЗРАХУНОК ТЕПЛООБМІННИХ АПАРАТІВ

3.1 Призначання та область застосування теплообмінних апаратів

3.2 Методика параметричного розрахунку теплообмінних апаратів

3.3 Основні конструкції та параметри нормалізованих теплообмінних апаратів

3.4 Конструктивний розрахунок теплообмінників

3.5 Гідравлічний розрахунок теплообмінників

3.6 Порівняльна характеристика теплообмінних апаратів

РОЗДІЛ 4. РОЗРАХУНОК ВИПАРНИХ АПАРАТІВ

4.1 Призначення та область застосування випарних апаратів

4.2 Методика параметричного розрахунку випарних апаратів

4.3 Основні конструкції та параметри нормалізованих випарних апаратів та допоміжного обладнання

4.4 Конструктивний розрахунок випарних апаратів

4.5 Розрахунок однокорпусного випарного апарата

4.6 Конструктивний розрахунок однокорпусного випарного апарата

4.7 Розрахунок допоміжного обладнання для однокорпусного випарного апарата

РОЗДІЛ 5. ПРОЦЕСИ СУШІННЯ. СУШИЛЬНЕ ОБЛАДНАННЯ

5.1 Фізичні основи процесу сушіння

5.2 Сушильні агенти

5.3 Статика сушіння

5.4 Розрахунок барабанної сушарки

ЧАСТИНА 2.
ГІДРОМЕХАНІЧНІ, МЕХАНІЧНІ ТА МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

РОЗДІЛ 6. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ТА МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ..... 11

Перелік умовних позначень та скорочень 11

6.1. Розділення неоднорідних газових та рідких систем..... 16

6.1.1. Теоретичні відомості..... 16

6.1.2. Контрольні запитання 19

6.2. Розрахунок пилоосаджувальної камери (газового відстійника)..... 20

6.2.1. Теоретичні відомості..... 20

6.2.2. Огляд конструкції пилоосаджувальної камери (газового відстійника)..... 22

6.2.3. Методика розрахунку пилоосаджувальної камери (газового відстійника) ... 23
6.2.4. Приклад програми розрахунку газового відстійника в *Mathcad* ... 26
6.2.5. Контрольні запитання ... 29
6.3. Розрахунок циклона ... 30
6.3.1. Теоретичні відомості ... 30
6.3.2. Огляд конструкцій циклонів ... 34
6.3.3. Методика розрахунку циклона ... 40
6.3.4. Приклад програми розрахунку циклона в *Mathcad* ... 45
6.3.5. Контрольні запитання ... 54
6.4. Розрахунок гідроциклону ... 55
6.4.1. Теоретичні відомості ... 55
6.4.2. Огляд конструкцій і класифікація апаратів гідроциклонного типу ... 59
6.4.3. Методика розрахунку гідроциклона ... 62
6.4.4. Приклад програми розрахунку гідроциклона в *Mathcad* ... 64
6.4.5. Контрольні запитання ... 66
6.5. Розрахунок стрічкового вакуум-фільтра ... 67
6.5.1. Теоретичні відомості ... 67
6.5.2. Огляд конструкцій стрічкових вакуум-фільтрів ... 68
6.5.3. Методика розрахунку стрічкового вакуум-фільтра ... 70
6.5.4. Приклад програми розрахунку стрічкового вакуум-фільтра в *Mathcad* ... 74
6.5.5. Контрольні запитання ... 77
6.6. Розрахунок барабанного вакуум-фільтра ... 79
6.6.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкції барабанного вакуум-фільтра ... 79
6.6.2. Методика розрахунку барабанного вакуум-фільтра ... 81
6.6.3. Приклад програми розрахунку барабанного вакуум-фільтра в *Mathcad* ... 86
6.6.4. Контрольні запитання ... 93

6.7. Розрахунок центрифуги відстійного типу 94
6.7.1. Теоретичні відомості 94
6.7.2. Огляд конструкцій відстійних центрифуг 95
6.7.3. Методика розрахунку центрифуги відстійного типу 102
6.7.4. Приклад програми розрахунку центрифуги відстійного типу в *Mathcad* 107
6.7.5. Контрольні запитання 112
6.8. Розрахунок центрифуги фільтруючого типу 114
6.8.1. Теоретичні відомості 114
6.8.2. Огляд конструкцій фільтруючих центрифуг 116
6.8.3. Методика розрахунку центрифуги фільтруючого типу 118
6.8.4. Приклад програми розрахунку центрифуги фільтруючого типу в *Mathcad* 123
6.8.5. Контрольні запитання 128
6.9. Розрахунок рідинної мішалки 129
6.9.1. Теоретичні відомості 129
6.9.2. Огляд конструкцій мішалок 132
6.9.3. Методика розрахунку рідинної мішалки 139
6.9.4. Приклад програми розрахунку рідинної мішалки в *Mathcad* 160
6.9.5. Контрольні запитання 164
6.10. Розрахунок апарата із псевдозрідженим шаром 165
6.10.1. Теоретичні відомості 165
6.10.2. Методика розрахунку апарата із псевдозрідженим шаром 169
6.10.3. Приклад програми розрахунку апарата із псевдозрідженим шаром в *Mathcad* 178
6.10.4. Контрольні запитання 185
ДОДАТОК 6.1. Завдання та вихідні дані розрахунків 187
ДОДАТОК 6.2. Деякі табличні значення 196
РОЗДІЛ 7. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ 206
Перелік умовних позначень та скорочень 206

7.1. Подрібнення твердих матеріалів 208
7.2. Розрахунок щокової дробарки 211
7.2.1. Теоретичні відомості 211
7.2.2. Огляд конструкцій щокових дробарок 212
7.2.3. Методика розрахунку щокової дробарки 214
7.2.4. Приклад програмного розрахунку щокової дробарки в *Mathcad* 220
7.2.5. Контрольні запитання 222
7.3. Розрахунок валкової дробарки 224
7.3.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій валкових дробарок 224
7.3.2. Методика розрахунку валкової дробарки 227
7.3.3. Приклад програми розрахунку валкової дробарки в *Mathcad* 231
7.3.4. Контрольні запитання 234
7.4. Розрахунок бігунів 236
7.4.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкції бігунів 236
7.4.2. Методика розрахунку бігунів 240
7.4.3. Приклад програми розрахунку бігунів у *Mathcad* 242
7.4.4. Контрольні запитання 245
7.5. Розрахунок кульового млина 247
7.5.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій кульових млинів 247
7.5.2. Методика розрахунку кульового млина 251
7.5.3. Приклад програми розрахунку бігунів у *Mathcad* 253
7.5.4. Контрольні запитання 255
Список рекомендованої літератури 257
ДОДАТОК 7.1. Завдання та вихідні дані до розрахунків 259
ДОДАТОК 7.2. Деякі табличні значення 263

РОЗДІЛ 8. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ 264

Перелік умовних позначень та скорочень 264
8.1. Основи масопередачі 270
8.1.1. Загальні відомості 270

8.1.2. Фізична суть процесів масопередачі 270
8.1.3. Основні визначення 272
8.1.4. Способи вираження концентрацій бінарних сумішей 273
8.1.5. Методика розрахунку концентрацій бінарних сумішей 282
8.1.6. Приклад програми розрахунку концентрацій в *MathCad* 287
8.1.7. Контрольні запитання 294
8.2. Розрахунок числа ступенів зміни концентрації та методи визначення середньої рушійної сили процесів масообміну 296
8.2.1. Правило фаз 296
8.2.2. Криві рівноваги 297
8.2.3. Закон Генрі 299
8.2.4. Закон Рауля 301
8.2.5. Матеріальний баланс процесів масообміну 303
8.2.6. Рушійна сила масообмінних процесів 306
8.2.7. Методика розрахунку числа ступенів зміни концентрації, лінії рівноваги та визначення середньої рушійної сили процесу масообміну. 310
8.2.8. Приклад програмного розрахунку матеріального балансу та визначення середньої рушійної сили для випадку, коли лінія рівноваги пряма в *Mathcad* 315
8.2.9. Контрольні запитання 319
8.3. Розрахунок числа одиниць переносу (ЧОП) та висоти одиниць переносу (ВОП) 321
8.3.1. Перетворення основного рівняння масопередачі для насадкових апаратів 321
8.3.2. Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) для випадку, коли лінія рівноваги пряма 323
8.3.3. Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) для випадку, коли лінія рівноваги крива 325
8.3.4. Визначення висоти одиниці перенесення 326

8.3.5. Методика розрахунку числа одиниць переносу (ЧОП) та висоти одиниць переносу (ВОП) для випадку, коли лінія рівноваги пряма.328
8.3.6. Приклад програмного розрахунку числа одиниць переносу (ЧОП) та висоти одиниць переносу (ВОП) в *Mathcad*. 332
8.3.7. Контрольні запитання 338
8.4. Розрахунок насадкового абсорбера 339
8.4.1. Фізична модель процесу абсорбції. Статика процесу. Рівновага при абсорбції..... 339
8.4.2. Ідеальні розчини 340
8.4.3. Механізм процесу перенесення маси при абсорбції..... 341
8.4.4. Матеріальний баланс процесу абсорбції. Визначення мінімальних витрат поглинача 342
8.4.5. Насадкові абсорбери 345
8.4.6. Методика розрахунку насадкового абсорбера..... 354
8.4.7. Приклад програми розрахунку насадкового абсорбера в *Mathcad*.. 369
8.4.8. Контрольні запитання 387
8.5. Визначення кількості ступенів зміни концентрації..... 389
8.5.1. Визначення кількості теоретичних тарілок 389
8.5.2. Розрахунок числа дійсних тарілок за кінетичною кривою 390
8.5.3. Визначення відстані між тарілками..... 394
8.5.4. Гідравлічний опір тарілчастої колони..... 394
8.5.5. Тарілчасті абсорбери..... 395
8.5.6. Методика визначення кількості теоретичних та дійсних тарілок ... 399
8.5.7. Приклад програми розрахунку кількості теоретичних та дійсних тарілок в *Mathcad* 407
8.5.8. Контрольні запитання 421
8.6. Ректифікація 423
8.6.1. Фізична модель ректифікації 423
8.6.2. Періодична ректифікація 426
8.6.3. Безперервна ректифікація 431

8.6.4. Аналіз роботи ректифікаційної колони 440
8.6.5. Типові конструкції ректифікаційних апаратів 443
8.6.6. Методика розрахунку тарілчастої ректифікаційної колони 444
8.6.7. Приклад програмного розрахунку тарілчастої ректифікаційної колони 459
8.6.8. Контрольні запитання 480
8.7. Екстракція 482
8.7.1. Загальні положення 482
8.7.2. Екстрагування рідин 482
8.7.3. Методи промислової екстракції 491
8.7.4. Методика розрахунку екстрактора 502
8.7.5. Контрольні запитання 506
Список рекомендованої літератури 508
ДОДАТОК 8.1. Вихідні дані до розрахунків 510
ДОДАТОК 8.2. Основні довідкові значення 516

РОЗДІЛ 6. ГІДРОМЕХАНІЧНІ ТА МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ ТА СКОРОЧЕНЬ

Умовні позначення:

Фр – фактор розділення;

A – сила Архімеда, Н;

a – вміст твердої фази у вихідній суспензії (для гідроциклонів), %;

$a_о$ – необхідний об’єм промивної рідини на 1 кг вологого осаду, м^3;

a_f – питоме навантаження поверхні шару за вологою, кг$_{вол.}$/(м^2×год);

B – ширина, м;

b – вміст твердої фази в освітленому продукті (для гідроциклонів), %;

b_1 – константа рівняння фільтрації, с/м^2;

b_2 – константа промивки, с/м^2;

$C_п$ і $C_к$ – об'ємна концентрація пилу на вході та виході із циклона, кг/м^3 (г/м^3);

$C_м$ – теплоємність твердого гранульованого продукту, кДж/(кг×°С);

$C_в$ – теплоємність води, кДж/(кг×°С);

c – вміст твердої фази у згущеному продукті (для гідроциклонів), %;

$D_ц$ – діаметр циклона, м;

d, $d_т$ – діаметр твердих частинок, м;

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

d_{50} – діаметр частинок, що уловлюються на 50%, м;

$d_{50}^т$ – діаметр частинок, що уловлюються на 50% за стандартних умов, м;

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

$F_{вх}$ – поверхня поперечного перерізу входу в апарат, м^2;

$F_{заг}$ – загальна площа поперечного перерізу, м^2;

$F_о$ – поперхня осадження, м^2;

f – коефіцієнт тертя;

$f_{ш}$ – поверхня шару зернистого матеріалу, м^2;

$f_{ГРП}$ – поверхня газорозподільного пристрою (ГРП) апарата із псевдозрідженим шаром, м^2;

G – сила тяжіння, Н;

$G_{сек}$ – масова продуктивність, кг/с;

g – прискорення вільного падіння (g=9.81), м/с^2;

H – висота, м;

$H_{заг.}$ – загальна висота, м;

$H_{зан.}$ – глибина занурення барабана вакуум-фільтра в суспензію, м;

$H_{осідання}$ – висота осідання (осадження), м;

$h_{ос}$ – товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі, мм;

I_0 та I_1 – ентальпія при вході до калорифера та при вході в шар зернистого матеріалу, кДж/кг;

J – показник ефективності, Вт·м^3/кг;

J_N – індекс потужності, Вт/кг$_{продукту}$;

K_W – число псевдозрідження;

k_H – коефіцієнт, який враховує висоту заповнення апарата рідиною (при співвідношенні H/D>1;

L – довжина, м;

lg$\sigma_ч$ – відхилення у функції дисперсного складу;

$l_с$ – питомі витрати абсолютно сухого повітря, кг$_{п.}$/кг$_{в.}$;

m – маса, кг;

N – потужність, Вт;

$n_{кр}$ – критична частота обертання, об/хв;

$n_{секцій}$ – кількість секцій, одиниць;

$n_ц$ – кількість циклонів, одиниць;

n – частота обертання, об/хв;

P – робочий тиск, Па;

P_0 – тиск за нормальних умов, $P_0 = 0.1 \cdot 10^6$ Па;

P_1 – тиск перед фільтрувальною перегородкою, Па;

P_2 – тиск після фільтрувальної перегородки, Па;

Q – загальні витрати теплоти, кВт;

q – питомі витрати теплоти, кДж/кг;

R – радіус, м;

R_Σ – питомий опір осаду, м/кг;

r_{m1} – константа питомого опору осаду, м/кг;

$r_{ос}$ – середній питомий опір осаду, м/кг;

$r_ш$ – теплота пароутворення для води при температурі шару $t_ш$, кДж/кг;

S – сила тертя, Н;

T_0 – абсолютна температура, що відповідає 0°С,T_0=273 К;

t – робоча температура, °С;

$t_г$ – робоча температура, °С;

U_1 – масовий відсоток вологи до центрифугування, %;

U_2 – масовий відсоток вологи після центрифугування, %;

V – об'єм, м^3;

$V_г$ – об'ємна продуктивність по газу, м^3/с;

$V_о$ – умовний об'єм фільтрату на одиницю поверхні фільтрації, м$_ф^3$/м^2;

$W_{кр}$ – критична швидкість початку псевдозрідження, м/с;

$W_{вин}$ – швидкість виносу твердих частинок за межі апарату при псевдозрідженні, м/с;

$x_{в.о.}$ – об'єм вологого осаду, що відкладається при проходженні 1 м^3 фільтрату, м$_{в.о.}^3$/м$_ф^3$;

$x_{с.о.}$ – маса твердого осаду, що відкладається при проходженні 1 м^3 фільтрату, кг;

x_0 – вологовміст теплоносія перед калорифером, кг$_{в.}$/кг$_{п.}$;

x_2 – вологовміст теплоносія при виході із шару зернистого матеріалу та гранулятора, кг$_{в.}$/кг$_{п.}$;

Δ – середнє значення відхилення, %;

$\Delta_{фільтрації}$ – запас поверхні фільтрації, %;

ΔH – напір пропорційний різниці тиску на вході і виході, МПа;

ΔP – гідравлічний опір (перепад тиску), Па;

ΔT – корисна різниця температур, °С;

ε – порозність, м^3/м^3;

ε_0 – порозність початкового (нерухомого) щільно упакованого шару зернистого матеріалу, м^3/м^3;

ζ – коефіцієнт гідравлічного опору;

η – коефіцієнт корисної дії;

$\eta_ц$ – ефективність очищення газу в циклонах, %;

ψ – коефіцієнт грануляції, %;

ω – колова швидкість обертання, м/с;

$\omega_г$ – швидкість газу, м/с;

$\omega_{г(дійсна)}$ – дійсна швидкість газу, м/с;

$\omega_о$ – швидкість осадження твердої частинки, м/с;

$\omega_{в.о.}$ – швидкість вільного осадження з урахуванням стісненого руху твердих частинок, м/с;

$\rho_г$ – густина газу, кг/м^3;

$\rho_р$ – густина рідини, кг/м^3;

$\rho_{сусп.}$ – густина суспензії, кг/м^3;

$\rho_т$ – густина твердих частинок або твердого матеріалу, кг/м^3;

$\mu_г$ – динамічна в’язкість газу, Па·с;

$\mu_{пр}$ – коефіцієнт динамічної в'язкості промивної рідини, Па·с;

$\mu_р$ – динамічна в’язкість рідини, Па·с;

$\nu_г$ – кінематична в’язкість газу, Па·с;

$\nu_р$ – кінематична в’язкість рідини, Па·с;

φ – фактор форми;

$\varphi_{зан.}$ – кут сектору занурення барабану вакуум-фільтрі, град;

$\varphi_{пр}$ – кут сектору промивки осаду у вакуум-фільтрі, град;

$\varphi_{С.З.}$ – кут сектору сушіння, віддувки та зняття осаду у вакуум-фільтрі, град;

$\sigma_{м.ф.}$ – міжфазний натяг;

$\varphi_ф$ – кут сектору фільтрації у вакуум-фільтрі, град;

$\sigma_ч$ – дисперсний склад пилу;

$\Sigma\Delta P$ – загальний гідравлічний опір, Па;

$\tau_{ос}$ – час осадження твердої частинки, с;

$\tau_{пер}$ – час перебування твердої частинки, с;

$\tau_{пр}$ – час промивки утвореного осаду, с;

$\tau_{ф}$ – час фільтрації, с.

Критерії:

Γ_i – узагальнене позначення симплексів геометричної подібності (i – індекс, що позначає відповідний симплекс);

Ar – критерій Архімеда;

$Ar_{вц}$ – модифікований критерій Архімеда (відцентровий);

Eu – критерій Ейлера;

Fr – критерій Фруда;

Ga – критерій Галілея;

K_N – критерій потужності;

Pr – критерій Прандтля;

Nu – критерій Нусельта;

Re – критерій Рейнольдса;

We – критерій Вебера.

Умовні скорочення:

ГРП – газорозподільний пристрій;

ДС – дисперсійне середовище;

ДФ – дисперсійна фаза.

6.1. РОЗДІЛЕННЯ НЕОДНОРІДНИХ ГАЗОВИХ ТА РІДКИХ СИСТЕМ

6.1.1. Теоретичні відомості

Всі неоднорідні системи називають *дисперсіями.*

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

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

У залежності від розміру твердих частинок суспензії поділяють на:

а) Грубі суспензії – $d > 100$ мкм;

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

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

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

2. *Емульсії*: ДС – рідина, ДФ – рідина $d \leq 0{,}5$ мкм.
3. *Пили*: ДС – газ, ДФ – тверді частинки із розміром $d > 1$ мкм;
4. *Дими*: ДС – газ, ДФ – тверді частинки із розміром $d < 1$ мкм.
5. *Тумани*: ДС – газ, ДФ – рідина з частинками із розміром $d < 1$ мкм.
6. *Піна*: ДС – рідина; ДФ – газ.

Метою розділення є:

– уловлення цінних продуктів;

– видалення шкідливих домішок**,** які призводять до корозії апаратів;

– зменшення викидів в навколишнє середовище.

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

Орієнтовна класифікація пиловловлювачів проводиться за *принципом дії:*

1. Механічні;
2. Електричні.

Класифікація пиловловлювачів *за способами:*

1. Механічні:
   - Сухі;
   - Гравітаційні;
   - Інерційні;
   - Відцентрові.
2. Фільтруючі:
   - Волокнисті фільтри;
   - Тканинні фільтри;
   - Зернисті фільтри.
3. Мокрі:
   - Крапельні;
   - Плівкові;
   - Барботажні.
4. Електричні:
   - Однозонні: сухі горизонтальні, сухі вертикальні, мокрі.
   - Двохзонні.

Основні властивості пилу.

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

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

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

$$D(d_ч) = \frac{100}{\lg \sigma_ч \sqrt{2\pi}} \int_{-\infty}^{\lg d_ч} e^{\frac{\lg^2 (d_ч/d_m)}{2\lg^2 \sigma_ч}} d\lg d_ч,$$

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

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

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

При підстановці до попередньої формули виразу:

$$t = \frac{\lg(d_ч / d_m)}{\lg \sigma_ч},$$

одержимо:

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

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

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

$$d_{ча} = d_ч (\rho_ч C_к)^{1/2},$$

де $\rho_ч$ – густина частинки, кг/м^3; $C_к$ – поправка Кенінгема-Мілікена.

3. Адгезійні властивості пилу:

– незлипаючі;

– слабозлипаючі;

– середньозлипаючі;

– сильнозлипаючі.

4. Абразивність пилу.

5. Змочуваність:

– гідрофільні (добре змочувані: кальцій, кварц, силікат);

– гідрофобні (погано змочувані водою: графіт, вугілля, сірка).

6. Гігроскопічність та розчинність частинок.

7. Питомий електричний опір (ПЕО):

– *Низькоомні* – ПЕО=10^4 Ом×м – миттєво розряджаються, спричиняють вторинний винос;

– *Середньоомні* – $10^4 \leq$ПЕО$\leq 10^{10}$ Ом×м – добре вловлюються в електрофільтрах;

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

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

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

– Мінімальна вибухонебезпечна концентрація пилу в повітрі – 20÷50 г/м^3, максимальна – 700÷800 г/м^3.

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

При вмісті кисню менше 16% пиловидна суміш *не вибухає*.

6.1.2. Контрольні запитання

1. Що таке дисперсія?
2. Із чого складаються дисперсії?
3. Як поділяють дисперсії за агрегатним станом дисперсійного середовища і дисперсної фази?
4. На які види поділяють суспензії?
5. Якою є основна мета розділення неоднорідних систем?
6. Як класифікують пиловловлювачі за принципом дії?
7. Навести класифікацію пиловловлювачів за способами.
8. Навести основні властивості пилу.
9. За яких умов частинки пилу набувають здатність до самозаймання та створення вибухонебезпечних сумішей з повітрям?

6.2. РОЗРАХУНОК ПИЛООСАДЖУВАЛЬНОЇ КАМЕРИ (ГАЗОВОГО ВІДСТІЙНИКА)

6.2.1. Теоретичні відомості

Фізична модель розділення неоднорідних газових систем в полі сил тяжіння полягає в тому, що якщо тверду сферичну частинку розмістити в газовому середовищі, то її рух відбувається під дією таких сил, рисунок 6.1:

– сили тяжіння *G*, прикладеної до центра мас і направленої вертикально вниз;

– сили Архімеда *A*, прикладеної до центра мас і направленої вертикально вгору;

– сили тертя *S*, прикладеної до поверхні частинки і направленої вертикально вверх, в сторону, протилежну напрямку вектора швидкості осідання.

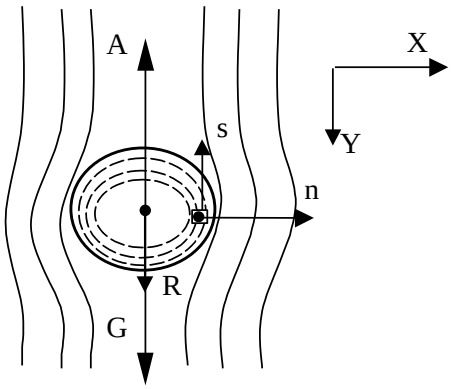


Рисунок 6.1. Схема дії сил на тверду частинку при осіданні під дією сил тяжіння

Проекція цих сил на вісь *Y*:

$$G\text{-}A\text{-}S=R$$

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

Якщо ***R*=0**, то частинка рухається рівномірно (ламінарний режим);

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

Газовий відстійник являє собою паралелепіпед, рисунок 6.2. Запилений газ подається через передню вертикальну грань, що має площу $F_{вх} = HB$.

Розглянемо тверду частинку пилу, яка знаходиться в точці 1 і має горизонтальну складову швидкості – $\omega_г$ та вертикальну $\omega_о$ – швидкість осадження.

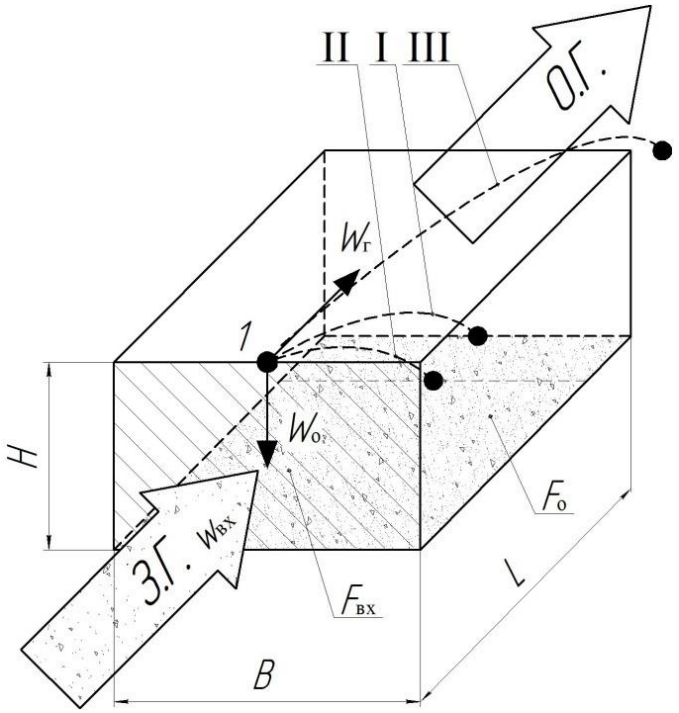


Рисунок 6.2. Схема газового відстійника

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

$$\tau_{ос.} = \tau_{пер.} \qquad (6.1)$$

Відповідно ці величини можна виразити, як:

$$\tau_{ос.} = \frac{H}{\omega_о}; \ (6.2) \qquad \tau_{пер.} = \frac{L}{\omega_г} \ (6.3)$$

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

$$V=\omega_г F_{вх}$$

Після підстановки виразів (6.2) та (6.3) в умову (6.1) – $\tau_{ос}=\tau_{пер}$ отримаємо:

$$\frac{H}{\omega_о} = \frac{L}{\omega_г}, \qquad \text{звідки:} \quad \omega_г = \frac{L\omega_о}{H} \qquad (6.4)$$

Тоді з урахуванням (6.4) продуктивність газового відстійника:

$$V = F_{вх}\omega_г = HB\frac{L\omega_о}{H} = BL\omega_о$$

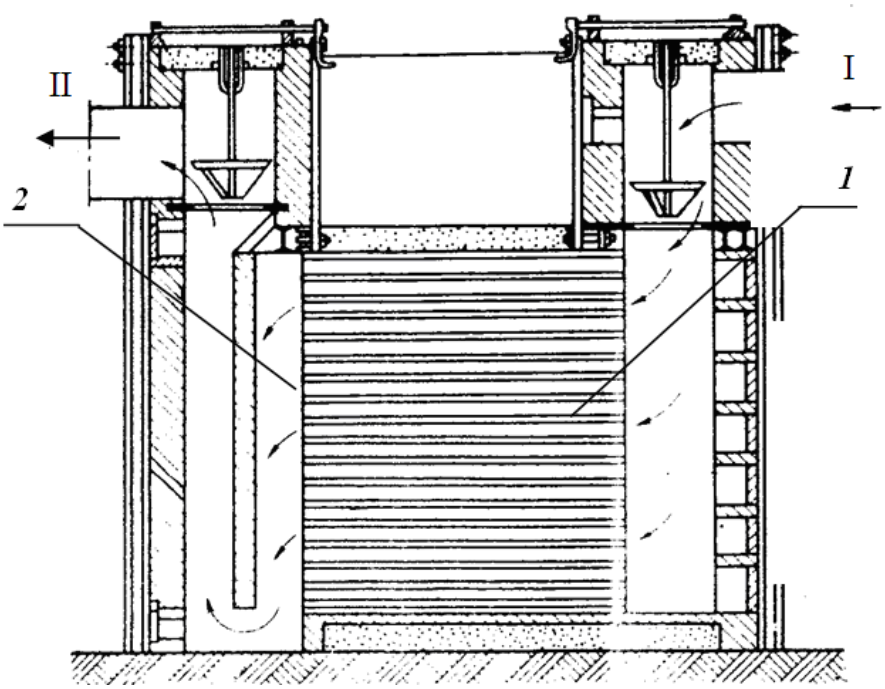
Відповідно до схеми газового відстійника, рисунок 6.2, $BL=F_о$ – площа осадження. Тоді продуктивність газового відстійника визначається як:

$$V=\omega_о F_о$$

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

6.2.2. Огляд конструкції пилоосаджувальної камери (газового відстійника).

Запилений газ надходить до камери, що має безліч горизонтальних полиць, рисунок 6.3, проходячи вздовж горизонтальних полиць 1 відбувається осадження твердих частинок.



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

1 – полиці; 2 – відбійник

Рисунок 6.3. Схема пилоосаджувальної камери

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

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

6.2.3. Методика розрахунку пилоосаджувальної камери (газового відстійника)

Вихідні дані до розрахунку:

– Температура газу в камері, ℃ $t_г$;
– Продуктивність підведення запиленого газу, м^3/с $V_г'$;
– Орієнтовна ширина камери, м B;
– Орієнтовна довжина камери, м L;
– Діаметр найменших частинок пилу, м $d_т$;
– Густина частинок пилу, кг/м^3 $\rho_т$;
– Фактор форми частинок φ.

Завдання та значення вихідних даних до розрахунку наведено в пункті Д.6.1.1 додатку 6.1.

Розрахункову схему газового відстійника наведено на рисунку 6.2 та 6.3.

Продуктивність газового відстійника за даної температури газу $t_г$, м^3/с:

$$V_г = V_г' \frac{t_г + T_0}{T_0}.$$

де T_0=273 К – абсолютна температура.

Критерій Архімеда:

$$\mathrm{Ar} = \frac{g d_т^{\,3} (\rho_т - \rho_г)}{\nu_г^{\,2} \rho_г}$$

де $\nu_г$ – коефіцієнт кінематичної в’язкості газу, м^2/с:

$$\nu_г = \frac{\mu_г}{\rho_г}$$

де $\mu_г$ – коефіцієнт динамічної в'язкості газу (повітря) при заданій температурі $t_г$ (визначається за таблицею Д.6.2.1 у додатку 6.2), Па·с;

$\rho_г$ – густина газу (повітря) при заданій температурі $t_г$ (визначається за таблицею Д.6.2.1 у додатку 6.2), кг/м^3.

Далі необхідно визначити режим руху газового потоку в камері відстійника:

– $\varphi\mathrm{Ar} < 33$ – ламінарний;
– $33 < \varphi\mathrm{Ar} < 83000$ – перехідний;
– $83000 < \varphi\mathrm{Ar}$ – турбулентний.

Критерій Рейнольдса:

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

де A та n – константи, одержані дослідним шляхом:

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

Швидкість осадження твердих частинок:

– для ламінарного режиму руху, м/с:

$$\omega_о = \frac{g{d_т}^2(\rho_т - \rho_г)}{18\mu_г}\varphi;$$

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

$$\omega_о = \frac{\mathrm{Re}\nu_г}{d}$$

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

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

Швидкість газового потоку в камері газового відстійника зазвичай приймається в межах $\omega_г$ =0.2÷1.0 м/с.

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

$$\tau_{ос.} = \tau_{пер.}$$

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

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

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

$$F_{о} = \frac{V_{г}}{\omega_{в.о.}}$$

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

$$n_{секцій} = \frac{F_{о}}{BL}$$

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

Дійсна поверхня каналу проходу газу в газовому відстійнику з урахуванням її розбиття на секції, м^2:

$$F_{вх} = H_{осідання} n_{секцій} B$$

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

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

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

Час перебування частинок пилу, с:

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

Час осідання частинок пилу, с:

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

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

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

Дійсна поверхня осадження при заданих умовах з урахуванням розбиття камери газового відстійника на секції, м^2:

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

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

Дійсна продуктивність газового відстійника при заданих умовах з урахуванням розбиття камери газового відстійника на секції, м^2:

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

6.2.4. Приклад програми розрахунку газового відстійника в *Mathcad*

Вхідні дані:

$t_G := 270$ Температура газу в камері, °С

$V_G := 1.3$ Продуктивність відстійника, м3/с

$B := 2$ Орієнтовна ширина камери, м

$L := 3$ Орієнтовна довжина камери, м

$d_{solids} := 0.1 \cdot 10^{-3}$ Діаметр найменших частинок пилу, м (бьльше 100 мкм!!!!)

$\rho_{solids} := 2700$ Густина частинок пилу, кг/м3

$\varphi := 0.43$ Фактор форми частинок

Розрахунки

1. Теплофізичні параметри газу за робочої температури:

$$t_{пов} := (0\ \ 100\ \ 200\ \ 300\ \ 400\ \ 500\ \ 600\ \ 700)^T$$

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

$$\rho_G(t) := \text{linterp}\left(t_{пов}, \rho_{пов}, t_G\right)$$

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

$$\mu_G(t) := \text{linterp}\left(t_{пов}, \mu_{пов}, t_G\right) \cdot 10^{-7}$$

1.1. Густина газу при заданій температурі:

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

1.2. Динамічна в'язкість газу при заданій температурі:

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

2. Продуктивність відстійника при заданій температурі газу:

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

де $T_0 \equiv 273$ - абсолютна температура

3. Кінематична в'язкість газу при заданій температурі:

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

4. Критерій Архімеда:

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

де $g \equiv 9.81$ прискорення вільного падіння

5. Визначення режиму руху

1 - ламінарний
2 - перехідний
3 - турбулентний

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

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

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

7. Швидкість осадження твердих частинок

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

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

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \omega_{в.о} := \frac{1}{2} \cdot \omega_o = 0.111$$

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

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \omega_г := 1$$

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

м $H_{осідання} := \frac{L \cdot \omega_{в.о}}{\omega_г} = \frac{3 \cdot 0.11063163077911861}{1} = 0.332$

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

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

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

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

Остаточно приймаємо кількість секцій: $n_{секцій.} := 4$

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

$м^2$ $F_{входу} := B \cdot H_{осідання} \cdot n_{секцій.} = 2 \cdot 0.33189489233735581 \cdot 4 = 2.655$

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

$\frac{м}{с}$ $\omega_{г.дійсна} := \frac{V_G}{F_{входу}} = \frac{2.5857142857142859}{2.6551591386988465} = 0.974$

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

15.1. Час осідання частинок пилу в одній секції:

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

15.2. Час перебування частинок пилу:

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

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

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

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

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

$м^2$ $F_{осадження.дійсна} := B \cdot L \cdot n_{секцій.} = 2 \cdot 3 \cdot 4 = 24$

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

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

6.2.5. Контрольні запитання

1. У чому полягає фізична модель розділення неоднорідних газових систем вполі сил тяжіння?
2. Навести схему газового відстійника та пояснити принцип його роботи.
3. Яка умова визначає ефективну роботу газового відстійника?
4. Проаналізувати осадження твердої частинки у камері газового відстійника для випадку, коли час осідання твердої частинки пилу буде більшим за час перебування.
5. Проаналізувати осадження твердої частинки у камері газового відстійника для випадку, коли час осідання твердої частинки пилу буде меншим за час перебування.
6. Від яких параметрів залежить продуктивність газового відстійника?
7. Яким чином можна забезпечити виконання основної умови осадження коли за результатами розрахунків час осадження твердих частинок більший за час їх перебування у камері газового відстійника?
8. Навести схему конструкції пилоосаджувальної камери та пояснити принцип її роботи.
9. Яким чином можна збільшити швидкість осідання твердої частинки у камері газового івдстійника для зменшення часу її осадження?

6.3. РОЗРАХУНОК ЦИКЛОНА

6.3.1. Теоретичні відомості

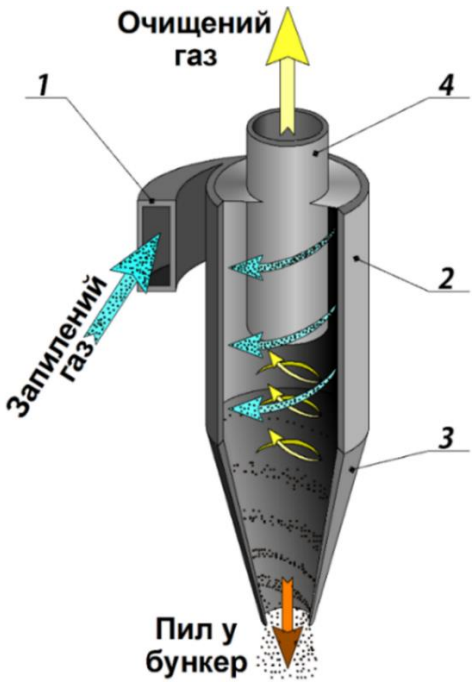
Осадження під дією відцентрових сил застосовують для розділення неоднорідних газових систем, суспензій та емульсій. Для здійснення цього процесу до частинок, що складають дисперсну фазу, необхідно прикласти відцентрову силу, що здійснюється введенням дисперсійного середовища в поле відцентрових сил.

Поле відцентрових сил в техніці створюється двома методами:

– потік неоднорідної системи рухається по криволінійному каналу в нерухомому апараті – циклонний процес;

– потік неоднорідної системи надходить до апарату, що обертається, внаслідок чого відбувається обертання разом з обертовим апаратом – процес центрифугування.

Розглянемо циклонний процес, рисунок 6.4 та 6.5.



1 – вхідний патрубок; 2 – циліндрична частина корпусу;

3 – конічна частина корпусу; 4 – вихлопна труба

Рисунок 6.4. Схема циклона із потоками неоднорідної запиленої газової фази всередині

Циклон – апарат, для очищення газів від зважених твердих частинок у полі відцентрових сил, рисунок 6.4. Принцип очищення – інерційний (з використанням відцентрової сили).

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

Основними елементами циклонів, рисунок 6.4, є корпус, який складається із циліндричної 2 та конічної 3 частини, труби для відведення очищеного газу 4 та бункера для збору пилу, який кріпиться до нижньої частини корпусу. Газ надходить у верхню частину корпусу 2 через вхідний патрубок, встановлений тангенційно. Запилений потік рухається по криволінійній траєкторії. Внаслідок цього виникає відцентрова сила, яка діє по радіусу та спричинює осадження твердих частинок на внутрішній поверхні корпусу 2 та їх рух по спіралі в конічну частину циклона 2, а потім до бункера. Очищений газ відводиться через патрубок 4.

Схему осадження твердих частинок у полі відцентрових сил наведено на рисунку 6.5.

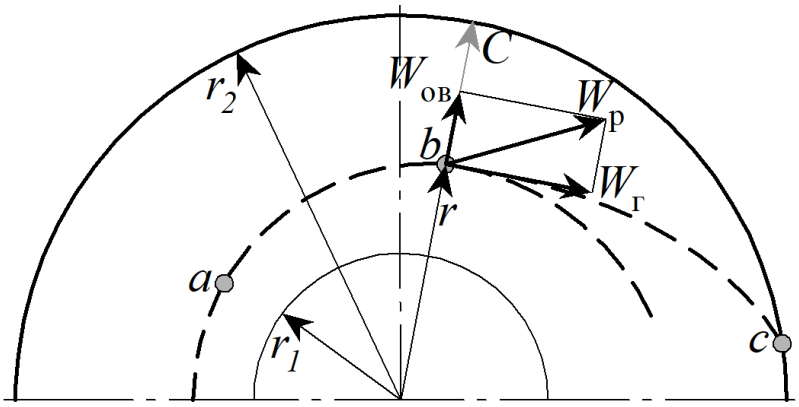


Рисунок 6.5. Схема осадження твердих частинок у полі відцентрових сил

Неоднорідний газовий потік рухається за криволінійною траєкторією в каналі. Відцентрова сила, що діє на тверду частинку в точці *b*, спричинює

швидкість осідання $W_{ов}$, перпендикулярно до радіусу – $W_г$, і, як наслідок, частинка рухається за криволінійною траєкторією зі швидкістю $W_р$.

Швидкість осадження в полі відцентрових сил розраховується за виразом:

$$W_{ов} = \frac{dr}{d\tau}$$

Час осадження:

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

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

$$C = \frac{m w_г^2}{r} \tag{6.5}$$

де m – маса твердої частинки;

$w_г$ – лінійна швидкість газового потоку;

r – радіус кривизни траєкторії в даній точці.

По аналогії з попереднім, виразимо масу m, як:

$$m = C_1 l^3 \rho_т. \tag{6.6}$$

Виконавши підстановку (6.5) до виразу (6.6), одержимо:

$$C = \frac{C_1 l^3 \rho_т W_г^2}{r}.$$

Сила тяжіння визначиться як:

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

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

$$\Phi_р = \frac{C}{G} = \frac{C_1 l^3 \rho_т W_г^2}{r C_1 l^3 \rho_т g} = \frac{W_г^2}{rg}.$$

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

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

$$C_1 l^3(\rho_т - \rho_г)\frac{W_г^2}{r} - C_2 l^2 \mu \frac{dw}{dl} = C_1 l^3 \rho_т \frac{dw}{d\tau} \qquad (6.7)$$

З цього рівняння одержимо модифікований критерій Архімеда:

$$\mathrm{Ar}_{вц} = \frac{W_г^2 l^3}{\nu^2 r}\frac{\left(\rho_т - \rho_г\right)}{\rho_г}$$

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

$$\mathrm{Ar}_{вц} = \frac{gl^3}{\nu^2}\frac{\left(\rho_т - \rho_г\right)}{\rho_г}\frac{W_г^2}{rg} = \frac{l^3}{\nu^2}\frac{\left(\rho_т - \rho_г\right)}{\rho_г}\frac{W_г^2}{r}$$

Тобто з рівняння (6.7) після відповідних перетворень одержуємо залежність:

$$\mathrm{Re} = A(\Phi_р \mathrm{Ar})^n.$$

Число Рейнольдса розраховується у залежності від режиму течії:

$$\left.\begin{array}{ll} 1)\ \Phi_р \mathrm{Ar} < 36\,(\textit{ламінарний}), & \text{тоді } \mathrm{Re} = \dfrac{1}{18}\Phi_р \mathrm{Ar} \\ 2)\ 36 \le \Phi_р \mathrm{Ar} \le 84000\,(\textit{перехіднийний}), & \text{тоді } \mathrm{Re} = \left(\dfrac{\Phi_р \mathrm{Ar}}{13.9}\right)^{1/1,4} \\ 3)\ \Phi_р \mathrm{Ar} > 84000\,(\textit{турбулентний}), & \text{тоді } \mathrm{Re} = 1,71(\Phi_р \mathrm{Ar})^{0,5} \end{array}\right\}$$

Для ламінарного режиму осадження сферичних частинок, коли $\Phi_р$Ar<36:

$$\mathrm{Re} = \frac{1}{18}\Phi_р \mathrm{Ar},$$

тобто:

$$\frac{W_{ов} d}{\nu} = \frac{1}{18}\frac{W_г^2}{r}\frac{d^3(\rho_т - \rho_г)}{\nu^2 \rho_г}$$

Тоді швидкість осадження в відцентровому полі виразиться:

$$W_{ов} = \frac{W_г^2}{r}\frac{d^2(\rho_т - \rho_г)}{18\mu}.$$

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

$$\frac{W_{ов}}{W_{ос}} = \frac{W_г^2}{r} \frac{d^2(\rho_т - \rho_г)18\mu}{18\mu\ gd^2(\rho_т - \rho_г)} = \frac{W_г^2}{gr} = \Phi_р,$$

тобто:

$$W_{ов} = W_{ос}\Phi_р.$$

6.3.2. Огляд конструкцій циклонів

Циклон – апарат, що використовується у промисловості для очищення газів або рідин від завислих частинок. Принцип очищення – інерційний (із використанням відцентрової сили).

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

Аспірація – відсмоктування повітря від місця утворення пилу (головним чином у виробничих приміщеннях) для запобігання його поширенню по приміщенню.

Пневмотранспорт – інженерні системи (споруди), що складаються з комплексу обладнання, трубопроводів, будівельних конструкцій та призначені для передачі подрібнених матеріалів трубопроводами як усередині одного, так і між різними технологічними процесами.

У промисловості використовують різноманітні конструкції. Найбільш поширеними є циклони, конструкції яких відрізняються тим що вхідний патрубок, через який вводиться запилений газ, розташований під кутом 10÷24° і має прямокутний переріз. Конструктивну схему циклону наведено на рисунку 6.6.

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

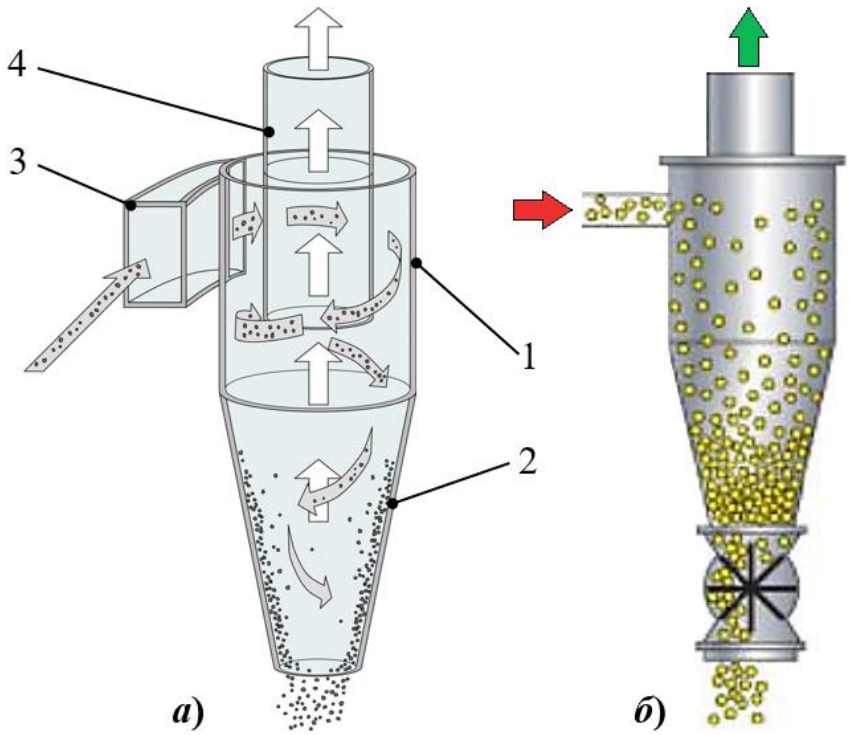


Рисунок 6.6. Схема циклона циліндро-конічного циклону:
а) технічна ідея; *б*) рух дисперсії та розділення газу і твердих частинок

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

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

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

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

***Недоліками циклонів є*:** низька ефективність вловлювання частинок менше 5 мкм та незадовільне вловлювання частинок у вологих газах та при зменшенні робочої швидкості в циклоні більше ніж 20%.

Ступінь очищення газу зростає зі збільшенням фактора розділення $\Phi_р = W_{вх}^2/(rg)$. Цього можна досягнути шляхом зменшення радіуса кривизни траєкторії руху газового потоку або збільшенням швидкості запиленого газу у вхідному патрубку. Однак збільшення швидкості газу призведе до збільшення аеродинамічного опору та турбулентності потоку, що значно погіршує процес осадження твердих частинок у зв'язку з перемішуванням потоку очищеного газу із запиленим.

Аеродинамічний опір циклона визначаться за формулою:

$$\Delta P_ц = \zeta \frac{W_{вх}^2}{2} \rho_г,$$

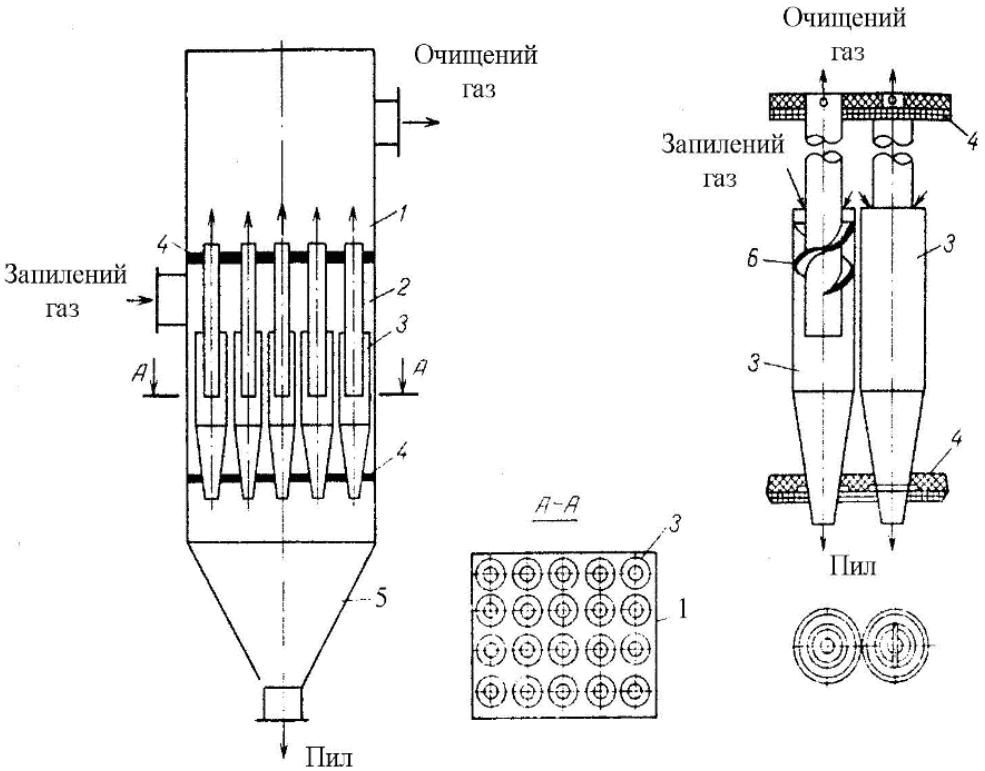
де $W_{вх}$ – швидкість газу у вхідному штуцері;

$\rho_г$ – густина газу при даній температурі;

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

Разом з тим, зменшення радіуса циклона призводить до зменшення його продуктивності. Тому для забезпечення заданої продуктивності замість циклона великого діаметра застосовують декілька циклонних елементів, об'єднаних в одному корпусі. Такі апарати називають *батарейними циклонами або мультициклонами*, рисунок 6.7.

У спільному корпусі 1, рисунок 6.7, розташовані циклонні елементи 3, які герметично закріплені в трубних решітках 4. Запилений газ через вхідний штуцер надходить до газорозподільної решітки 2 і далі до циклонних елементів, а саме в кільцевий простір між корпусом елемента 3 та патрубком для відведення очищеного газу. В цьому просторі розміщені лопатеві пристрої 6, які надають газовому потоку обертовий рух. Пил під дією відцентрових сил відводиться до стінок, рухається вниз по спіралі та вивантажується із всіх елементів до спільного бункеру 5. Очищений газ виходить з циклонних елементів по трубам в спільну камеру і відводиться з апарата через верхній штуцер.



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

Рисунок 6.7. Батарейний циклон (*а*) та його елементи (*б*)

Діаметр циклонних елементів змінюється від 150 до 250 мм.

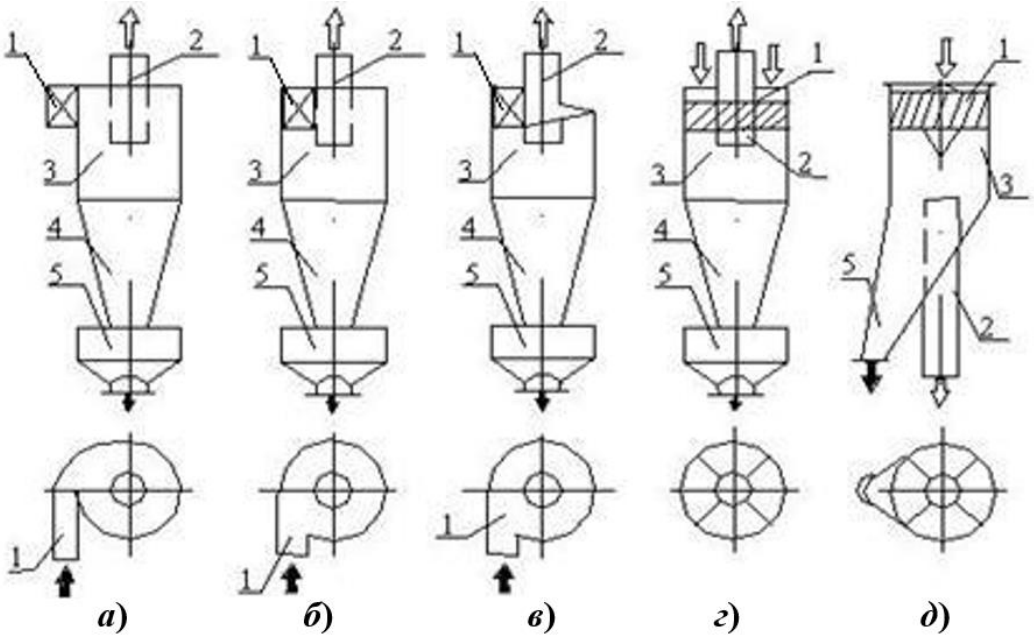
У батарейних циклонах ступінь очистки газу менше залежить від розмірів частинок: для вказаних вище розмірів (5, 10 і 20 мкм) цей параметр відповідно становить 65÷85, 85÷90, 90÷95%. Більша ступінь очистки газів досягається в циклонах з більшим гідравлічним опором.

Ефективність очищення в циклонах визначається за виразом:

$$\eta_{ц} = \frac{C_{п} - C_{к}}{C_{п}} 100\ \%,$$

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

За способом підводу і відводу газу циклони можна розділити на протитечійні та прямоточні, які в свою чергу можуть бути: зі спіральним, рисунок 6.8 *а*, тангенційним, рисунок 6.8 *б*, гвинтоподібним, рисунок 6.8 *в*, розеточним, рисунок 6.8 *г*, *д*, введенням газу.



1 – введення запиленого газу, 2 – вивід очищеного газу;

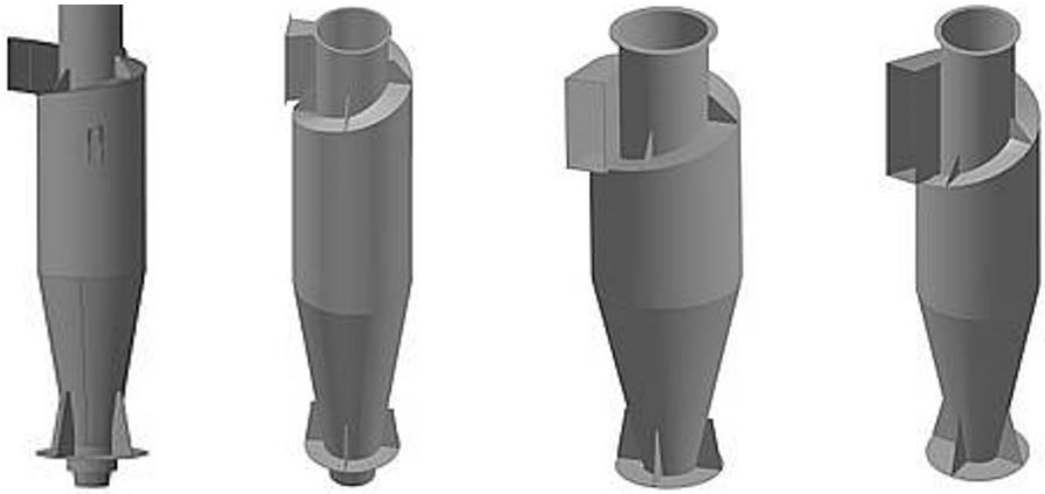
3 – циліндрична камера; 4 – конічна камера; 5 – пилезбірник

Рисунок 6.8. Основні типи конструкцій циклонів: *а*) спіральний; *б*) тангенційний; *в*) гвинтоподібний; *г, д*) розеточний

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

У окремих випадках для вловлювання частинок розміром більше 50мкм на першій ступені очищення застосовують прямоточні циклони, які більш компактні, мають невелику металоємність, велику пропускну здатність по газу.

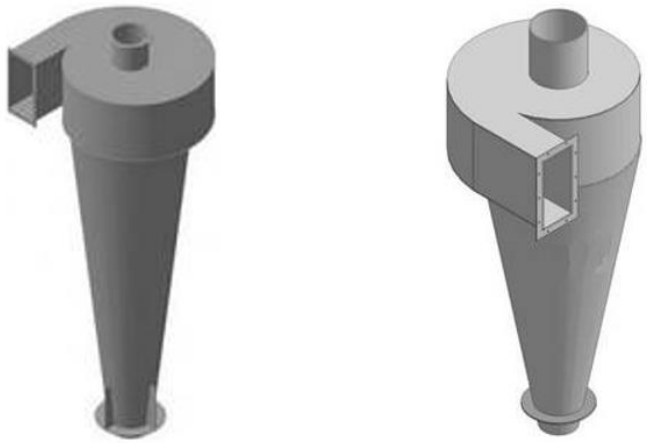
У промисловості найбільшого розповсюдження отримали циліндричні, рисунок 6.9, та конічні циклони, рисунок 6.10. До циліндричних циклонів відносяться апарати типу ЦН-11, рисунок 6.9 *а*, ЦН-15, рисунок 6.9 *б*, ЦН-15У, рисунок 6.9 *в*, ЦН-24, рисунок 6.9 *г*. Відмінною особливістю цих апаратів є видовжена циліндрична частина корпусу, кришка та вхідний патрубок розташовані відповідно під кутом 11°, 15° і 24°. Циклони ЦН-15У мають меншу висоту та більш низькі техніко-економічні показники у порівнянні з іншими апаратами типу ЦН.



а) ЦН-11 *б*) ЦН-15 *в*) ЦН-15У *г*) ЦН-24

Рисунок 6.9. Конструкції циліндричних циклонів

До конічних циклонів відносять апарати типів СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34 і СК-ЦН-34М, рисунок 6.10.



а) СДК-ЦН-33 *в*) СК-ЦН-34М

Рисунок 6.10. Конструкції конічних циклонів

Вони відрізняються від циклонів типу ЦН довжиною конічної частини, наявністю спірального вхідного патрубку та малим співвідношенням діаметрів вивідної труби та корпусу циклона (відповідно 0.334, 0.340, 0.22). Циклон СК-ЦН-34М застосовують для вловлювання пилу із високими абразивними властивостями або з високою адгезією. Втрати тиску в цьому циклоні значно більші, ніж в інших конічних циклонах.

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

6.3.3. Методика розрахунку циклона

***<u>Вихідні дані до розрахунку</u>*:**

Тип циклона**;**

Об'ємна витрата газу, що очищується, м^3/год: V_0;

Робоча температура газу, ^{0}С: $t_г$;

Медіанний переріз, за якого маса всіх частинок пилу менша або більша 50%, мкм: d_m;

Густина твердих частинок, кг/м^3: $\rho_т$;

Початкова запиленість газу, г/м^3: $C_{п.}$;

Задана мінімально допустима ефективність очищення, %: $\eta_{задана}$.

Завдання та значення вихідних даних наведено до розрахунку наведено у пункті Д.6.1.2 додатку 6.1.

Розрахункову схему наведено на рисунку 6.11. Загальний вигляд циліндро-конічного циклону наведено на рисунку 6.12.

Об'ємні секундні витрати газу, що очищається за робочих умов при робочій температурі газу $t_г$, м^3/с:

$$V_г = \frac{V_0}{3600}\frac{(t_г + 273)}{273}$$

Для заданого типу циклона обирається оптимальна швидкість газу за таблицею Д 6.2.2, м/с.

Визначається загальна площа поперечного перерізу циклона, при якій забезпечується оптимальне значення швидкості газу, м^2:

$$F_{заг.} = \frac{V_г}{w_{опт.}}$$

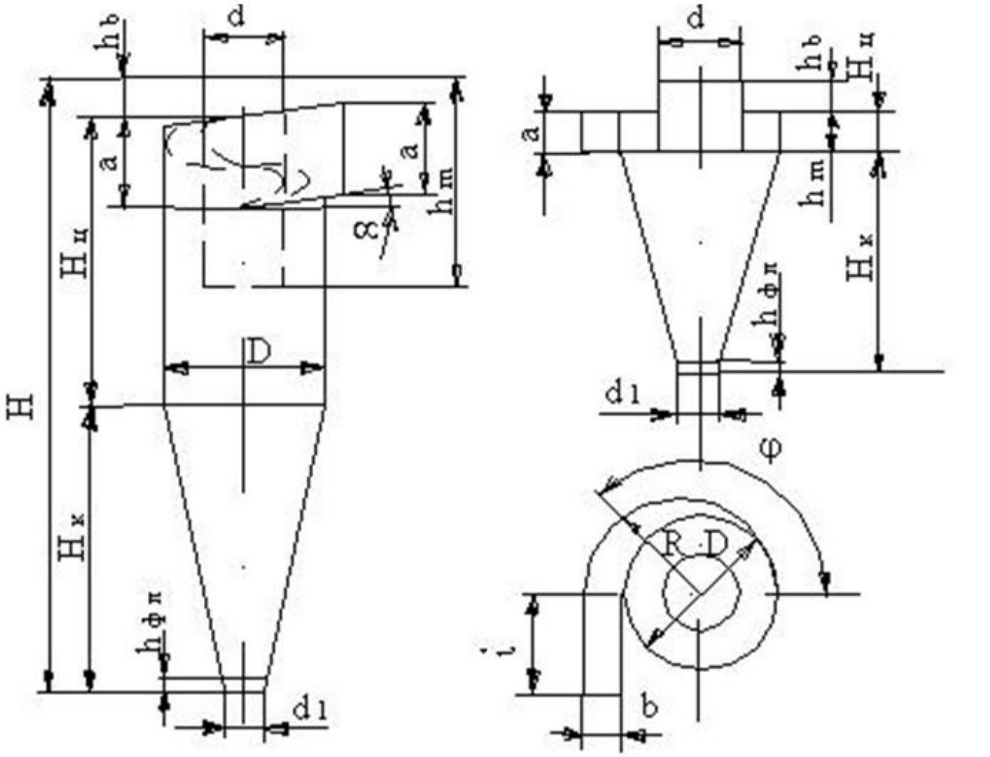
Задавшись кількістю циклонів $n_ц$, визначається діаметр циклона:

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

звідки:

$$D_{\text{ц}} = \sqrt{\frac{F_{\text{заг.}}}{0.785 n_{\text{ц}}}}$$

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



а) Циклон типу ЦН ***б***) Циклон типу СК-ЦН

Рисунок 6.11. Розрахункова схема циклона

Рисунок 6.12. Загальний вигляд циліндро-конічного циклону

Визначається дійсна робоча швидкість газу в циклоні, м/с:

$$w_{\text{г}} = \frac{V_{\text{г}}}{\frac{\pi D_{\text{ц}}^{\ 2}}{4} n_{\text{ц}}}$$

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

$$\Delta = \frac{|w_{\text{г}} - w_{\text{опт.}}|}{w_{\text{опт.}}} 100\%$$

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

Визначаємо коефіцієнт гідравлічного опору циклона:

$$\xi = K_1 K_2 \xi_{\text{ц}500}^{\text{сп}} + K_3,$$

де $\xi_{\text{ц}500}^{\text{сп}}$– коефіцієнт гідравлічного опору одиночного циклона діаметром 500 мм, що визначається з таблиці Д.6.2.3;

K_1– поправочний коефіцієнт, що залежить від діаметра циклона, таблиця Д.6.2.4;

K_2– поправочний коефіцієнт, що враховує запиленість газу, таблиця Д.6.2.5;

K_3– коефіцієнт, що враховує додаткові втрати тиску, що пов’язані з компонуванням циклонів в групу, таблиця Д.6.2.6 (для одиночних циклонів K_3 = 0).

Гідравлічний опір циклона, Па:

$$\Delta P_{\text{ц}} = \xi \frac{w_{\text{г}}^{\ 2} \rho_{\text{г}}}{2},$$

де ξ – коефіцієнт опору, який визначається конструкцією циклона;

$\rho_{\text{г}}$ – густина газу за робочої температури $t_{\text{г}}$, таблиця Д.6.2.1.

Потужність, яку споживає батарея циклонів, Вт:

$$N = V_{\text{г}} \Delta P_{\text{ц}}$$

Дисперсний склад пилу можна визначити із наступної залежності:

$$\sigma_{\text{ч}} = 10^{\lg \sigma_{\text{ч}}} = \frac{d_m}{d_{15.9}} = \frac{d_{84.1}}{d_m},$$

де $\lg\sigma_ч$ – відхилення у функції дисперсного складу. Для умов даного розрахунку можна прийняти $\lg\sigma_ч = \lg\sigma_η + 0.2$;

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

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

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

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

$$\sigma_ч = \sigma_η + 0.2 = 10^{\lg\sigma_η} + 0.2$$

Діаметр частинок, що уловлюються на 50%:

$$d_{50} = d_{50}^{Т}\sqrt{\frac{D_ц \rho_т^{Т} \mu_г w^{Т}}{D_ц^{Т} \rho_т \mu_г^{Т} w_г}},$$

де $d_{50}^{Т}$ – діаметр частинок, що уловлюються на 50% за стандартних умов, (таблиця Д.6.2.2);

$\mu_г$ – динамічна в'язкість газу за робочої температури $t_г$, (таблиця Д.6.2.1);

Індекс «т» означає стандартні умови роботи циклонів:

$w^{Т}$ – середня швидкість газу у циклоні, м/с (таблиця Д.6.2.2);

$D_ц^{Т} = 0.6$ м – діаметр циклона;

$\rho_т^{Т} = 1930$ кг/м^3 – густина частинок;

$\mu_г^{Т} = 2.22 \times 10^{-5}$ Па·с – динамічна в'язкість газу.

Визначається параметр функції розподілу частинок пилу в газі:

$$x = \frac{\lg\left({d_m}/{d_{50}}\right)}{\left(\left(\lg\sigma_η\right)^2 + \left(\lg\sigma_ч\right)^2\right)^{0.5}},$$

де $\lg\sigma_ч$ – відхилення у функції дисперсного складу. Для умов даного розрахунку можна прийняти $\lg\sigma_ч = \lg\sigma_η + 0.2$.

Повний розрахунковий коефіцієнт очищення газу:

$$\eta_р = 50\big(1 + \Phi(x)\big),$$

де $\Phi(x)$ – функція розподілу (таблиця Д.6.2.7).

За результатами розрахунків ***<u>повинна виконуватись умова</u>*:**

$$\eta_р \geq \eta_{задана}.$$

При встановленні циклонів необхідно також враховувати початкову концентрацію пилу в газах. Допустима запиленість газів залежить від діаметру циклона і для пилу, що слабо злипається, орієнтовні значення наведено у таблиці Д 6.2.8.

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

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

$$\eta_р = \frac{C_п - C_к}{C_п} 100$$

тобто:

$$C_к = C_п - C_п \frac{\eta_р}{100}$$

Величина зменшення запиленості газу в циклоні, г/м^3;

$$\Delta C = C_п - C_к$$

Показник ефективності батареї циклонів, Вт·м^3/г:

$$J_ц = N/\Delta C$$

За співвідношенням розмірів у частках від внутрішнього діаметра $D_ц$ знаходимо розміри для проектування циклона заданого типу за таблицями Д.6.2.9 і Д.6.2.10 та робляться висновки.

Монтажну схему групи циклонів типу ЦН наведено на рисунку 6.13.

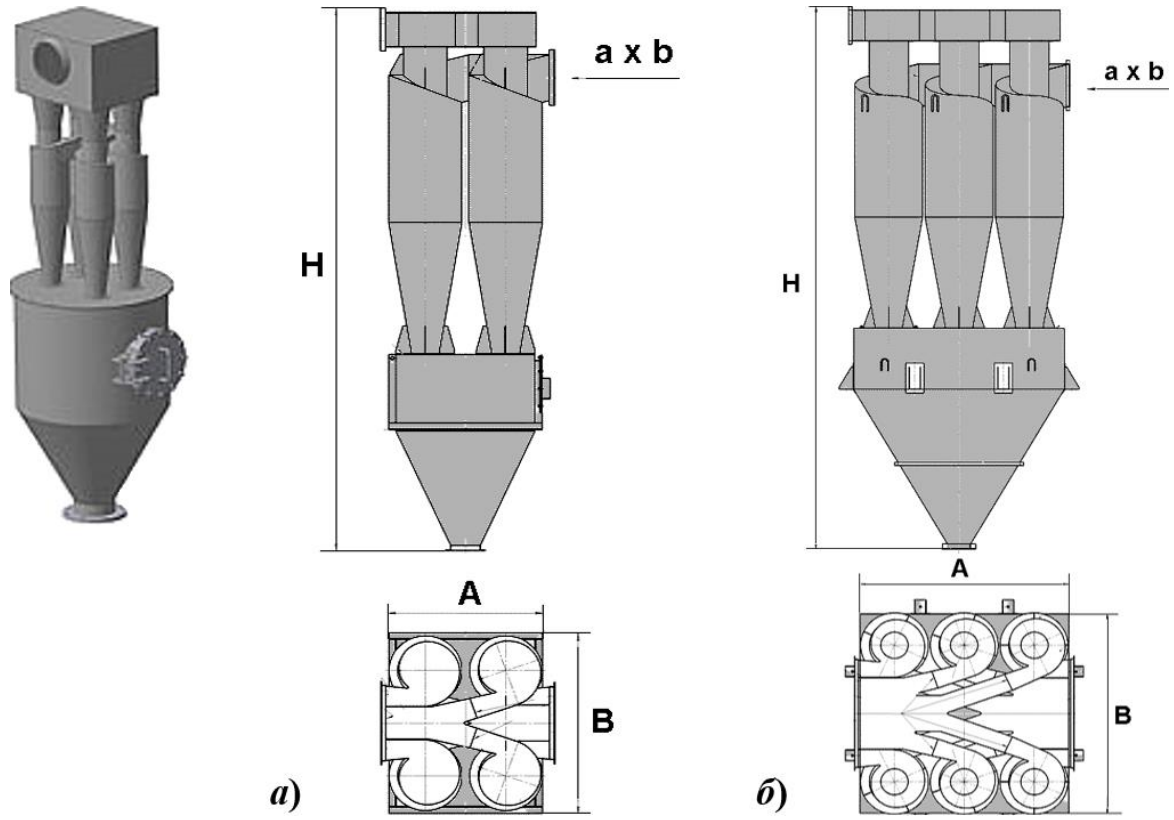


Рисунок 6.13. Монтажна схема батареї цилідро-конічних циклонів: *а*) із 4-х циклонів; *б*) із 6-ти циклонів

6.3.4. Приклад програми розрахунку циклона в *Mathcad*

1. Вихідні дані:

Об'ємна витрата газу, що подається на очищення

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

Робоча температура газу в циклоні

С $t_г := 200$

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

м $d_{медіанний} := 26 \cdot 10^{-6}$

Густина твердих частинок

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_т := 1750$

Початкова запиленість газу

$\frac{г}{м^3}$ $C_{вх} := 250$

Задана мінімально допустима ефективність очищення газу

% $\eta_{задана} := 95$

Тип циклона:

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

Тип := 4

Розрахунки

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

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

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

Параметри, що визначають ефективність циклонів

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

Оптимальна швидкість газу в циклоні:

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

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

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

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

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

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

$$м^2 \quad F_{заг} := \frac{V_г}{w_{опт}} = \frac{17.807}{3.5} = 5.088$$

5. Задаємося рядом значень стандартних діаметрів циклонів:

$$м \quad D_i := 0.2, 0.3 .. 3$$

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

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

7. Попередньо приймається кількість циклонів

7.1 Округлення до цілого більшого значення кількості циклонів

$$n_{ц.більша.}(D_i) := ceil(n_{ц.рохрах}(D_i))$$

7.2 Округлення до цілого меншого значення кількості циклонів

$$n_{ц.менша.1}(D_i) := floor(n_{ц.рохрах}(D_i))$$

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

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

8. Визначення дійсної швидкості газу в циклоні:

8.1 Дійсна швидкість газу при більшій кількості циклонів:

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

8.2 Дійсна швидкість газу при меншій кількості циклонів:

$$\frac{м}{с} \quad w_{r.max}(D_i) := \frac{V_r}{n_{ц.менша.}(D_i) \cdot \frac{\pi \cdot D_i^2}{4}}$$

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

9.1 Відхилення при більшій кількості циклонів:

$$\% \quad \delta_{опт.2}(D_i) := \frac{\left|w_{r.min}(D_i) - w_{опт}\right|}{w_{опт}} \cdot 100$$

9.2 Відхилення при меншій кількості циклонів:

$$\% \quad \delta_{опт.1}(D_i) := \frac{\left|w_{r.max}(D_i) - w_{опт}\right|}{w_{опт}} \cdot 100$$

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

$$\frac{м}{с} \quad w_r(D_i) := \begin{cases} w_{r.max}(D_i) & \text{if } \delta_{опт.1}(D_i) \le 15 \\ w_{r.min}(D_i) & \text{otherwise} \end{cases}$$

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

$$\% \quad \delta_w(D_i) := \frac{\left|w_r(D_i) - w_{опт}\right|}{w_{опт}} \cdot 100$$

12. Визначення остаточно прийнятої кількості циклонів

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

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

13.1 Визначення коефіцієнтів опору циклона:

Коефіцієнти опору циклонів *D*=500 мм (*w*=3м/с)

Тип циклона	*D*/*d*	Без додаткових пристроїв		Із кільцевим дифузором		Із вихідним завих-рювачем	Із відводом під кутом 90°, *R*/*d*=1,5	
		$\xi^{c}_{ц500}$	$\xi^{п}_{ц500}$	$\xi^{c}_{ц600}$	$\xi^{п}_{ц600}$	$\xi^{c}_{ц500}$	*l*/*d*=0÷12 $\xi^{c}_{ц600}$	*l*/*d*>12 $\xi^{п}_{ц500}$
ЦН-11	0.59	245	250	207	215	235	245	250
ЦН-15	-	155	163	132	140	150	155	160
ЦН-15У	-	165	170	140	148	158	165	170
ЦН-24	-	75	80	64	70	73	75	80
СДК-ЦН-33	0.33	520	600	-	-	-	-	-
СК-ЦН-34	0.34	1050	1150	-	-	-	-	-
СК-ЦН34М	0.22	-	2000	-	-	-	-	-

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

$$\xi_c := \begin{cases} 245 & \text{if } Тип = 4 \\ 155 & \text{if } Тип = 3 \\ 165 & \text{if } Тип = 2 \\ 75 & \text{if } Тип = 1 \\ 520 & \text{if } Тип = 5 \\ 1050 & \text{if } Тип = 6 \\ 1050 & \text{if } Тип = 7 \end{cases} = 245 \qquad \xi_п := \begin{cases} 250 & \text{if } Тип = 4 \\ 163 & \text{if } Тип = 3 \\ 170 & \text{if } Тип = 2 \\ 80 & \text{if } Тип = 1 \\ 600 & \text{if } Тип = 5 \\ 1150 & \text{if } Тип = 6 \\ 2000 & \text{if } Тип = 7 \end{cases} = 250$$

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

$\xi_{сп} := \xi_c = 245$

13.2 Визначення поправочного коефіцієнта K_1

Поправочний коефіцієнт K_1, що залежить від діаметра циклона

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

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

$$K_1 := \begin{cases} K_{11} & \text{if } Тип = 4 \\ K_{12} & \text{if } Тип \le 3 \\ K_{13} & \text{otherwise} \end{cases} = 1$$

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

13.3 Визначення поправочного коефіцієнта K_2

Поправочний коефіцієнт K_2, що враховує запиленість газів

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

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

$K_{2.1} := (1\ \ 0.96\ \ 0.94\ \ 0.92\ \ 0.9\ \ 0.87\ \ 0.85)^T$

$K_{2.2} := (1\ \ 0.93\ \ 0.92\ \ 0.91\ \ 0.9\ \ 0.87\ \ 0.86)^T$

$K_{2.3} := (1\ \ 0.93\ \ 0.92\ \ 0.91\ \ 0.89\ \ 0.88\ \ 0.87)^T$

$K_{2.4} := (1\ \ 0.95\ \ 0.93\ \ 0.92\ \ 0.9\ \ 0.87\ \ 0.86)^T$

$K_{2.5} := (1\ \ 0.81\ \ 0.785\ \ 0.78\ \ 0.77\ \ 0.76\ \ 0.745)^T$

$K_{2.6} := (1\ \ 0.98\ \ 0.947\ \ 0.93\ \ 0.915\ \ 0.91\ \ 0.9)^T$

$K_{2.7} := (1\ \ 0.99\ \ 0.97\ \ 0.95\ \ 0.935\ \ 0.93\ \ 0.92)^T$

$$K_2 := \begin{cases} \mathrm{linterp}(C_1, K_{2.1}, C_{вх}) & \text{if } Тип = 4 \\ \mathrm{linterp}(C_1, K_{2.2}, C_{вх}) & \text{if } Тип = 3 \\ \mathrm{linterp}(C_1, K_{2.3}, C_{вх}) & \text{if } Тип = 2 \\ \mathrm{linterp}(C_1, K_{2.4}, C_{вх}) & \text{if } Тип = 1 \\ \mathrm{linterp}(C_1, K_{2.5}, C_{вх}) & \text{if } Тип = 5 \\ \mathrm{linterp}(C_1, K_{2.6}, C_{вх}) & \text{if } Тип = 6 \\ \mathrm{linterp}(C_1, K_{2.7}, C_{вх}) & \text{if } Тип = 7 \end{cases} = 0.783$$

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

13.4 Поправочний коефіцієнт K_3

Поправочний коефіцієнт K_3, що залежить від компоновки батареї циклонів

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

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

14. Загальний коефіцієнт гідравлічного опору циклона:

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

15. Визначення теплофізичних параметрів газу

Теплофізичні параметри повітря при атмосферному тиску.

Температура t, °C	0	100	200	300	400	500	600	700
Густина ρ, кг/м³	1.293	0.946	0.746	0.615	0.535	0.456	0.414	0.371
В'язкість $\mu \times 10^{-7}$, Па·с	171	219	260	297	330	362	391	417

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

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

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

15.1 Густина газу при заданій температурі:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_г := \text{linterp}(t, \rho_{g.1}, t_г) = 0.746$

15.2 Динамічна в'язкість газу при заданій температурі:

Па · с $\mu_г := \text{linterp}(t, \mu_{g.1}, t_г) \cdot 10^{-7} = 2.6 \times 10^{-5}$

16. Визначення гідравлічного опору батареї циклонів:

Па $\Delta P(D_i) := \xi(D_i) \cdot \frac{w_г(D_i)^2 \rho_г}{2}$

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

Вт $N_\Sigma(D_i) := V_г \cdot \Delta P(D_i)$

18. Параметри стандартних умов роботи циклона:

18.1 Густина частинок при стандартних умовах роботи циклона:

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

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

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

18.3 Діаметр циклона при стандартних умовах роботи циклона:

м $D_{ст.ум} \equiv 0.6$

18.4 Динамічна в'язкість газу при стандартних умовах роботи циклона

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

19. Дисперсний склад пилу за даних умов:

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

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

мм $d_{50}(D_i) := d_{50.т} \cdot \sqrt{\frac{D_i \cdot \rho_{ст.ум.} \cdot \mu_г \cdot w_{ст.ум}}{D_{ст.ум} \cdot \rho_г \cdot \mu_{ст.ум.} \cdot w_г(D_i)}}$

21. Визначення параметра функції розподілу частинок пилу в газі:

$$x(D_i) := \frac{\log\left(\frac{d_{медіанний}}{d_{50}(D_i)}\right)}{\left(\log\sigma_\eta{}^2 + \log(\sigma_ч)^2\right)^{0.5}}$$

$\log(\sigma_ч) = 0.342$

$\log\sigma_\eta = 0.352$

22. Визначення функції розподілу частинок пилу в газі:

$$\Phi x_1(D_i) := -A_{11} \cdot x(D_i)^6 + A_{21} \cdot x(D_i)^5 + A_{31} \cdot x(D_i)^4 - A_{41} \cdot x(D_i)^3 + A_{51} \cdot x(D_i)^2 + A_{61} \cdot x(D_i) + A_{71}$$

$$\Phi x_2(D_i) := A_{12} \cdot x(D_i)^6 - A_{22} \cdot x(D_i)^5 - A_{32} \cdot x(D_i)^4 - A_{42} \cdot x(D_i)^3 - A_{52} \cdot x(D_i)^2 + A_{62} \cdot x(D_i) + A_{72}$$

де $A_{11} \equiv 0.0006$ $A_{12} \equiv 0.0004$

$A_{21} \equiv 0.0003$ $A_{22} \equiv 0.0009$

$A_{31} \equiv 0.0251$ $A_{32} \equiv 0.0285$

$A_{41} \equiv 0.0922$ $A_{42} \equiv 0.0964$

$A_{51} \equiv 0.0115$ $A_{52} \equiv 0.0139$

$A_{61} \equiv 0.3971$ $A_{62} \equiv 0.3966$

$A_{71} \equiv 0.5$ $A_{72} \equiv 0.4999$

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

23. Визначення повного коефіцієнта очищення газу в циклоні:

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

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

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

25. Величина зменшення запиленості газу в циклоні:

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

26. Показник ефективності батареї циклонів:

$$\frac{Вт \cdot м^3}{г} \qquad J_ц(D_i) := \frac{N_\Sigma(D_i)}{\Delta C(D_i)}$$

Результати розрахунків у *Mathcad*:

$D_i =$	$n_ц(D_i) =$	$w_r(D_i) =$	$\delta_w(D_i) =$	$\eta_p(D_i) =$	$\Delta P(D_i) =$	$N_\Sigma(D_i) =$	$J_ц(D_i) =$
0.2	162	3.501	0.02	98.705	$1.005\cdot10^3$	$1.79\cdot10^4$	72.542
0.3	72	3.501	0.02	98.178	$1.005\cdot10^3$	$1.79\cdot10^4$	72.932
0.4	40	3.544	1.27	97.702	$1.031\cdot10^3$	$1.835\cdot10^4$	75.13
0.5	25	3.63	3.7	97.29	$1.081\cdot10^3$	$1.924\cdot10^4$	79.114
0.6	18	3.501	0.02	96.766	$1.005\cdot10^3$	$1.79\cdot10^4$	73.996
0.7	13	3.561	1.747	96.397	$1.04\cdot10^3$	$1.852\cdot10^4$	76.867
0.8	10	3.544	1.27	95.991	$1.031\cdot10^3$	$1.835\cdot10^4$	76.47
0.9	8	3.501	0.02	95.577	$1.005\cdot10^3$	$1.79\cdot10^4$	74.916
1	6	3.781	8.021	95.483	$1.173\cdot10^3$	$2.088\cdot10^4$	87.469
1.1	5	3.749	7.128	95.125	$1.153\cdot10^3$	$2.054\cdot10^4$	86.353
1.2	4	3.938	12.522	94.989	$1.272\cdot10^3$	$2.266\cdot10^4$	95.403
1.3	4	3.356	4.123	94.061	923.697	$1.645\cdot10^4$	69.948
1.4	3	3.858	10.226	94.325	$1.221\cdot10^3$	$2.174\cdot10^4$	92.193
1.5	3	3.361	3.981	93.46	926.436	$1.65\cdot10^4$	70.607
1.6	3	2.954	15.608	92.571	715.65	$1.274\cdot10^4$	55.066
1.7	2	3.925	12.133	93.59	$1.263\cdot10^3$	$2.25\cdot10^4$	96.16
1.8	2	3.501	0.02	92.818	$1.005\cdot10^3$	$1.79\cdot10^4$	77.144
1.9	2	3.142	10.232	92.031	809.746	$1.442\cdot10^4$	62.672
2	2	2.836	18.984	91.235	659.543	$1.174\cdot10^4$	51.492
2.1	2	2.572	26.516	90.432	542.608	$9.662\cdot10^3$	42.739
2.2	2	2.343	33.045	89.627	450.477	$8.022\cdot10^3$	35.801
2.3	2	2.144	38.74	88.821	377.096	$6.715\cdot10^3$	30.241
2.4	1	3.938	12.522	91.993	$1.11\cdot10^3$	$1.977\cdot10^4$	85.968
2.5	1	3.63	3.7	91.361	943.013	$1.679\cdot10^4$	73.522
2.6	1	3.356	4.123	90.725	806.091	$1.435\cdot10^4$	63.287
2.7	1	3.112	11.094	90.086	693.143	$1.234\cdot10^4$	54.805
2.8	1	2.893	17.331	89.446	599.302	$1.067\cdot10^4$	47.724
2.9	1	2.697	22.934	88.807	520.818	$9.274\cdot10^3$	41.773
3	1	2.52	27.986	88.168	454.771	$8.098\cdot10^3$	36.74

6.3.5. Контрольні запитання

1. У чому полягає фізична модель процесу осадження твердих частинок в полі відцентрових сил?
2. Якими методами в техніці створюється поле відцентрових сил?
3. Поясніть що таке циклон та який в ньому застосовується принцип очищення.
4. Поясніть конструкцію циклона та його принцип роботи.
5. Поясніть рушійну силу циклонного процесу, яка визначає швидкість осадження твердих частинок.
6. Поясніть фізичну сутність фактора розділення.
7. Наведіть системи, у яких застосовують циклони та поясніть їх.
8. Наведіть базові конструкції циклонів.
9. У чому полягає принцип роботи батарейних циклонів?
10. У чому полягає відмінність в роботі циліндричних та конічних циклонів?
11. Поясніть суть ступеню очищення газу та яким чином можна збільшити його значення.

6.4. РОЗРАХУНОК ГІДРОЦИКЛОНУ

6.4.1. Теоретичні відомості

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

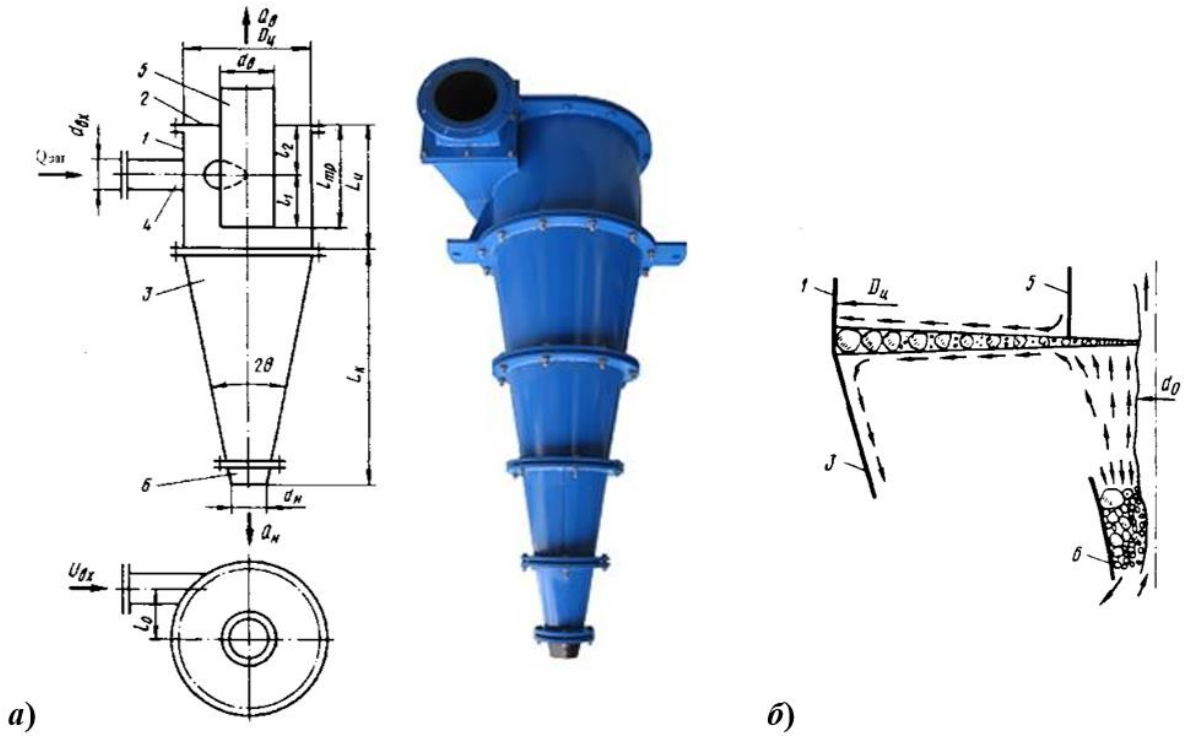
Циліндроконічний гідроциклон складається з двох основних частин: циліндричної 1 з кришкою 2 і конічної 3, рисунок 6.14. В циліндричній частині є вхідний патрубок 4, по якому суспензія надходить тангенційно в гідроциклон. Для виведення освітленої рідини є патрубок 5. Через штуцер 6 відводиться згущений продукт.

Вихідна суспензія подається до апарату під надлишковим тиском, який створюється живильним насосом. При будь-якому положенні апарата в просторі більш великі частинки прямують до вершини корпуса і розвантажуються через штуцер 6, а менші та легкі прямують у протилежному напряму і через зливну трубу 3 виводяться з гідроциклону, рисунок 6.14 б.

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

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

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



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

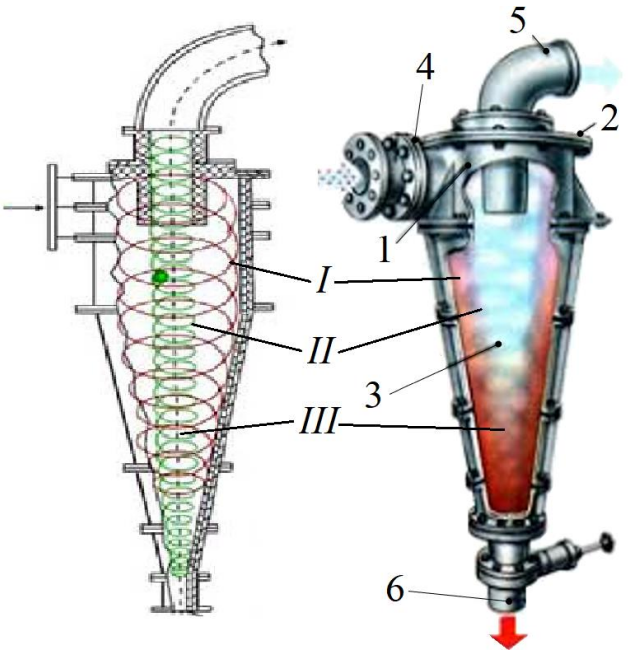
Рисунок 6.14. Схема розділення твердої фази за розмірами в циліндроконічному гідроциклоні: *а*) схема циліндроконічного гідроциклона; *б*) схема розділення твердої фази за розмірами в циліндроконічному гідроциклоні

Частинки, які не здатні під дією відцентрових сил інерції подолати сили опору радіального потоку несучого середовища, переміщуються до осі гідроциклону і захоплюються висхідним струменем та виносяться через штуцер 5 разом із освітленою рідиною, рисунок 6.14 б.

У периферійній зоні *I* потік рідкої фази, який обертається з великою швидкістю, рухається вниз конічної частини гідроциклону, рисунок 6.15. Невелика кількість рідини при цьому виходить через штуцер 6, основна кількість змінює напрям руху і, утворюючи висхідний потік (зона *II*), піднімається вгору і видаляється з гідроциклону через вивідний патрубок 5.

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

Під час роботи, через розвантажувальний штуцер у гідроциклоні підсмоктується значна кількість повітря, що разом із газом, який виділився з рідини, утворює розрідження *III* (повітряний стовп), рисунок 6.15.



I – зовнішня зона; *II* – внутрішня зона; *III* – зона розрідження

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

Рисунок 6.15. Схема руху потоків в корпусі гідроциклону

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

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

Фактори, які впливають на ефективність роботи гідроциклонів.

При перевищенні максимальних концентрацій твердої фази, нормальна робота гідроциклона порушується через забивання штуцерів для вивантаження

шламу. При цьому знижується ступінь розділення, тому застосування гідроциклонів для *розділення висококонцентрованих суспензій є малоефективним.*

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

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

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

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

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

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

Зазвичай застосовуються серії невеликих гідроциклонів, діаметром 40÷100 мм, які працюють паралельно.

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

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

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

6.4.2. Огляд конструкцій і класифікація апаратів гідроциклонного типу

З великого різноманіття конструкцій гідроциклонів доцільно виділити чотири основні групи:

1. *Циліндроконічні гідроциклони*, які застосовуються для освітлення, згущення, збагачення, класифікації, рисунок 6.16.

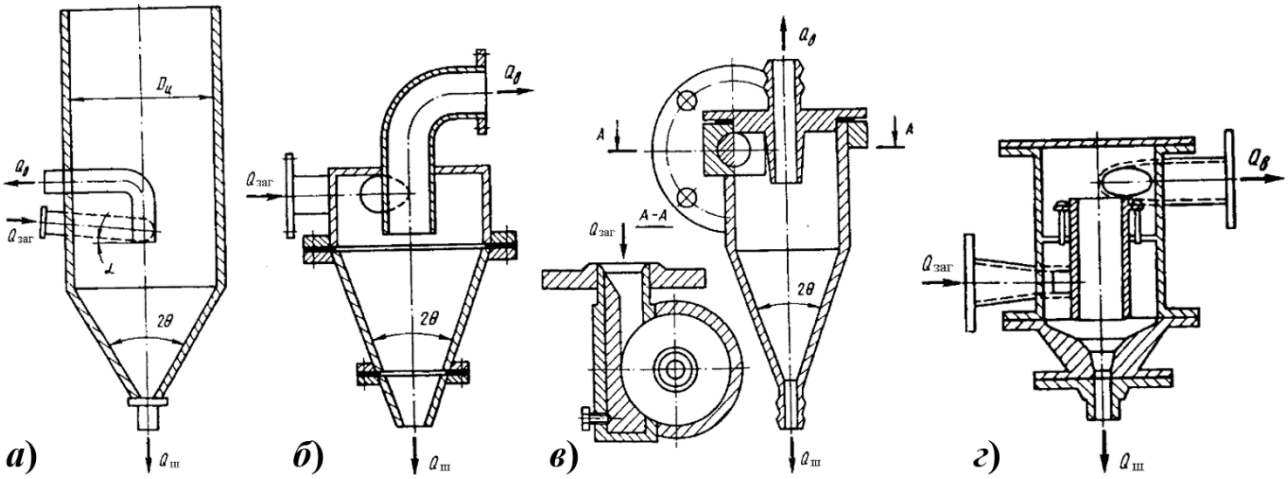


Рисунок 6.16. Циліндроконічні гідроциклони: *а*) низьконапірний відкритий протитечійний; *б*) без камери зливу; *в*) зі змінною вставкою живлення; *г*) зі зливною камерою

2. *Конічні гідроциклони* (відкриті та закриті) призначені головним чином для розділення грубих суспензій, рисунок 6.17.

3. *Циліндричні* (прямоточні і протитечійні) гідроциклони, які використовуються частіше для проведення процесів двохфракційної класифікації, освітлення та згущення суспензії, рисунок 6.18.

4. *Турбоциклони* – апарати гідроциклонного типу з “розгінними” обертовими пристроями (турбінами), які доцільно застосувати для розділення

тонких розбавлених суспензій із змінною концентрацію та дисперсним складом при безнапірному режимі живлення, рисунок 6.19.

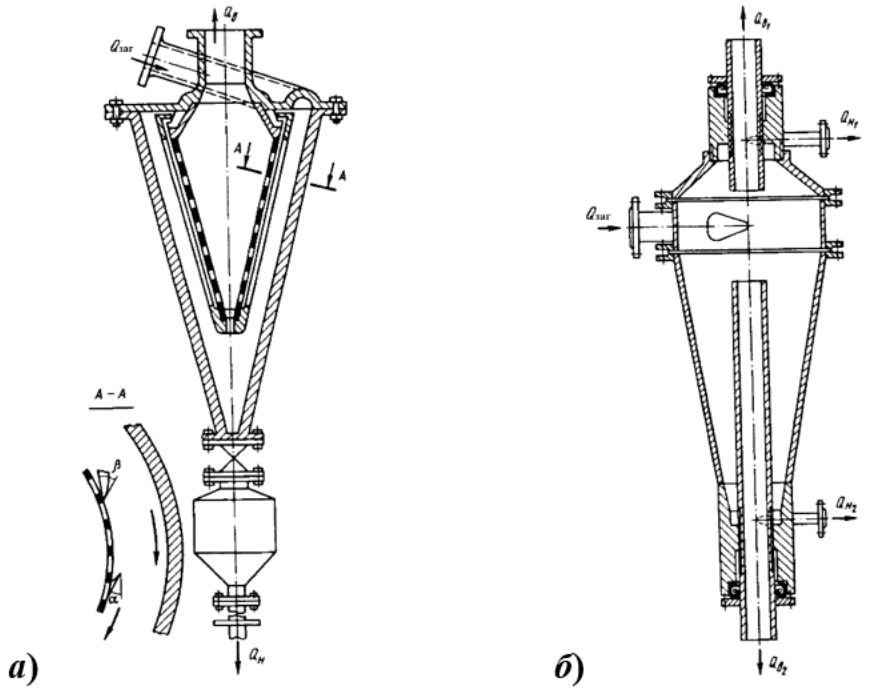
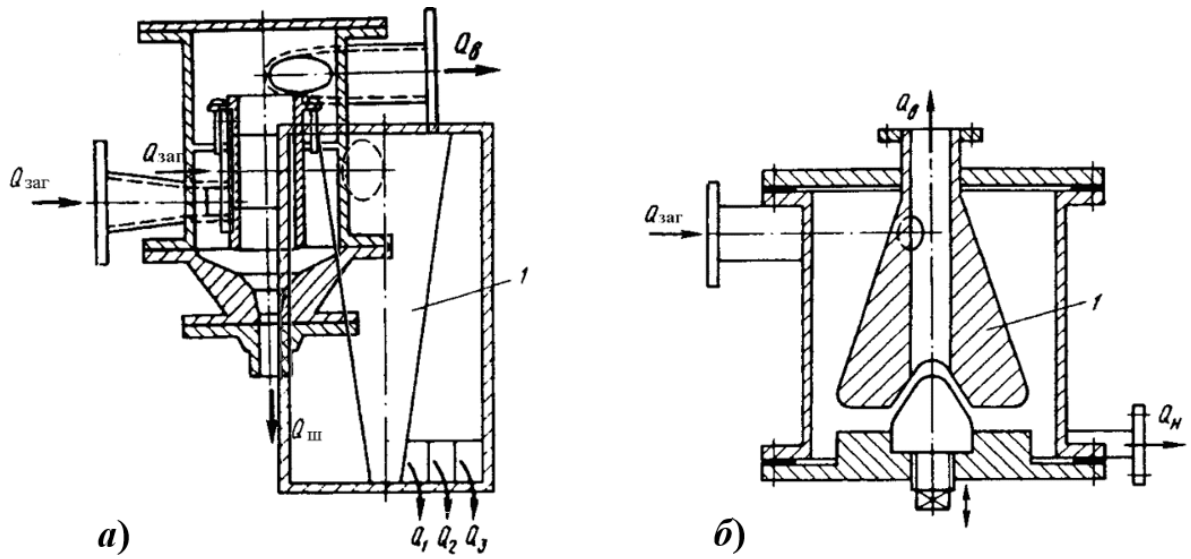


Рисунок 6.17. Конічні гідроциклони: *а*) протитечійний із сітковим конічним елементом на виході освітленого потоку і бункером (накопичувачем згущеного продукту); *б*) двохконусний протитечійний чотирьохпродуктовий



1 – конічний витискувач

Рисунок 6.18. Циліндричні гідроциклони: *а*) циліндричний прямотечійний трьох продуктовий*; б*) циліндричний протитечійний двох продуктовий з регулюванням освітленого продукту;

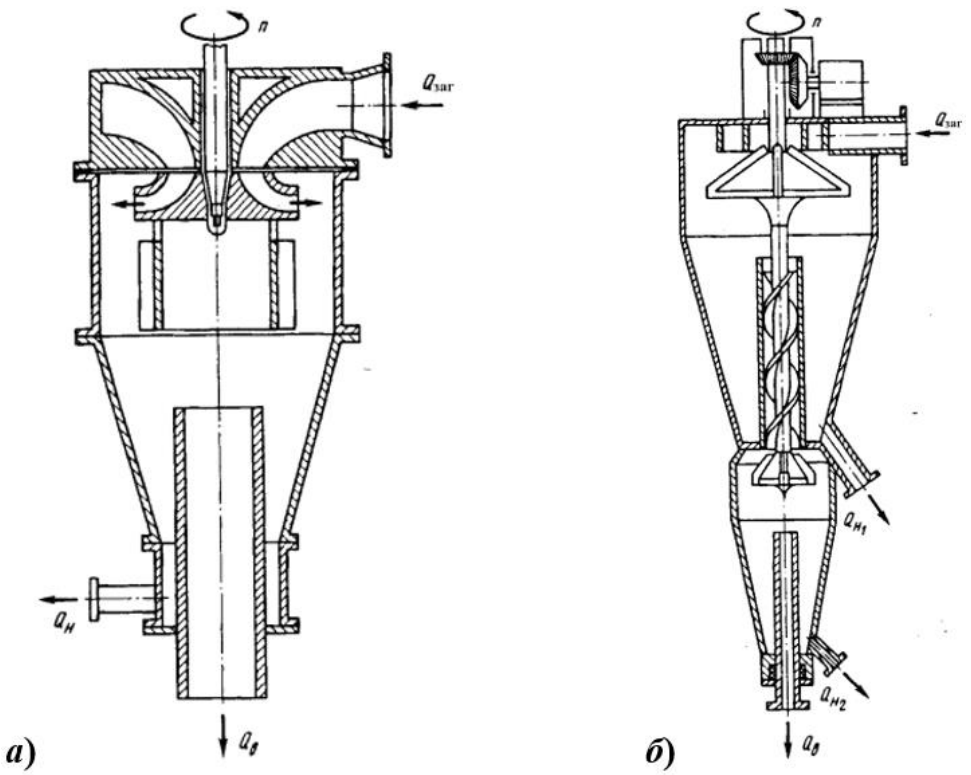


Рисунок 6.19. Турбогідроциклони: *а*) прямотечійний двопродуктовий з радіальним підведенням суміші, що розділяється; *б*) прямотечійний трьохпродуктовий двоступінчатий зі шнековим вивантаженням проміжного продукту і плоскими розмінними лопатями.

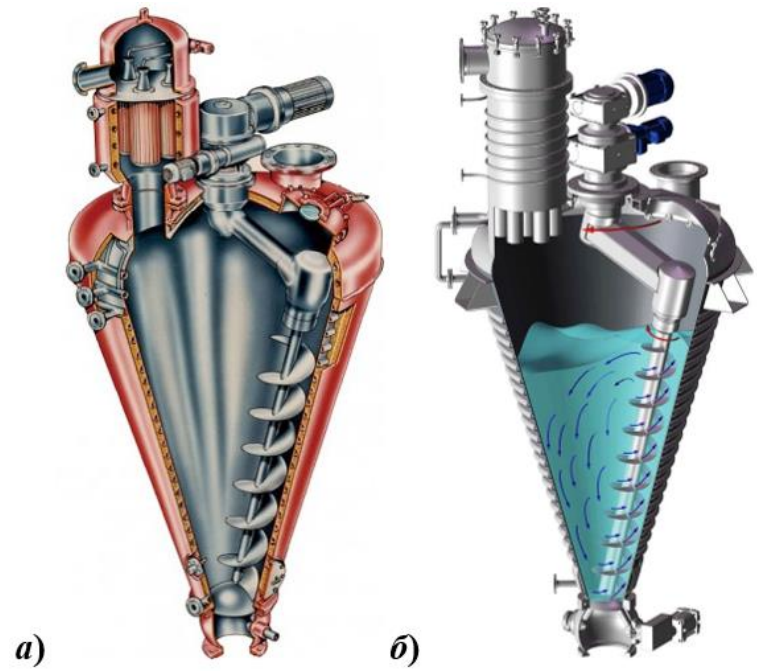


Рисунок 6.20. Конструкція гідроциклону зі шнековим вивантаженням осаду: *а*) у робочому стані, *б*) у режимі промивки.

6.4.3. Методика розрахунку гідроциклона

***<u>Вихідні дані до розрахунку</u>*:**

Витрати суспензії, що поступає на очищення, м^3/год	$V_{зад.}$;
Діаметр циклона, м	D;
Напір пропорційний різниці тиску на вході і виході, МПа	ΔH;
Температура середовища, ℃	t;
Густина твердої фази, кг/м^3	$\rho_т$;
Вміст твердої фази у вихідній суспензії, %	a;
Вміст твердої фази в освітленому продукті, %	b;
Вміст твердої фази у згущеному продукті, %	c.

Завдання та значення вихідних даних наведено до розрахунку наведено у пункті Д.6.1.3 додатку 6.1.

Теплофізичні властивості води (густина та коефіцієнт динамічної в'язкості) визначаються для заданої температури за таблицею Д.6.2.11.

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

Розрахункову схему гідроциклона наведено на рисунку 6.14.

На практиці прийняті наступні відносні розміри елементів гідроциклонів:

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

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

Площа поперечного перерізу вхідної труби, м^2:

$$F_{вх} = \frac{\pi d_1^2}{4}$$

Коефіцієнт витрат:

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

Продуктивність гідроциклона, м^3/с:

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

Тоді швидкість суспензії у вхідному патрубку, м/с:

$$w_{вх} = \frac{V}{F_{вх}}.$$

Необхідна кількість гідроциклонів, одиниць:

$$m = V_{зад.}/V.$$

Максимальні розміри твердих частинок для ламінарного режиму руху, м:

$$d_а = \sqrt{\frac{18 W_0 \mu_р}{(\rho_т - \rho_р)\omega^2 r}} = \sqrt{\frac{18\mu_р}{(\rho_т - \rho_р)} \ln \frac{R_2}{R_1}},$$

де R_2 та R_1 – радіус корпуса гідроциклона та радіус відвідного патрубка відповідно;

$\mu_р$ – динамічна в’язкість дисперс

Коефіцієнт корисної дії гідроциклона:

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

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

Для узагальнення необхідно визначити як впливає напір ΔH, якщо його:

а) зменшити до ΔH =0,1 МПа;

б) збільшити до ΔH =0,3 МПа.

6.4.4. Приклад програми розрахунку гідроциклона в *Mathcad*

1. Вихідні дані

Витрати суспензії, що поступає на очищення:

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

Діаметр гідроциклона:

м $D := 0.4$

Напір пропорційний різниці тиску на вході і виході:

Па $\Delta H := 0.2$

Температура середовища:

C $t := 20$

Густина твердої фази:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_т := 1500$

Вміст твердої фази у вихідній суспензії:

% $a := 31$

Вміст твердої фази в освітленому продукті:

% $b := 8.3$

Вміст твердої фази у згущеному продукті:

% $c := 83$

2. Розміри елементів гідроциклона:

діаметр вхідного патрубка:

м $d := 0.28 \cdot D = 0.28 \cdot 0.4 = 0.112$

діаметр відвідної труби:

м $d_1 := 0.34 \cdot D = 0.34 \cdot 0.4 = 0.136$

3. Площа поперечного перерізу вхідної труби:

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

$\pi \equiv 3.14$

4. Коефіцієнт витрат:

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

5. Продуктивність гідроциклона:

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

6. Швидкість суспензії у вхідному патрубку:

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

7. Необхідна кількість гідроциклонів, одиниць:

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

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

$$m_{.} := \mathrm{round}(m) = 6$$

Тоді реальна швидкість суспензії у вхідному патрубку:

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

8. Теплофізичні параметри дисперсного середовища:

$$t_{H2O} := (0 \;\; 10 \;\; 20 \;\; 30 \;\; 40 \;\; 50 \;\; 60 \;\; 70 \;\; 80 \;\; 90)^T$$

$$\rho_{H2O} := (999.9 \;\; 999.7 \;\; 998.2 \;\; 994.45 \;\; 990.7 \;\; 986.95 \;\; 983.2 \;\; 977 \;\; 970.8 \;\; 964.6)^T$$

$$\mu_{H2O} := (178.80 \;\; 130.60 \;\; 100.40 \;\; 87.05 \;\; 73.69 \;\; 60.34 \;\; 46.99 \;\; 42.30 \;\; 37.62 \;\; 32.93)^T$$

$$\mu_p(t) := \mathrm{linterp}(t_{H2O}, \mu_{H2O}, t) \cdot 10^{-5}$$

$$\rho_p(t) := \mathrm{linterp}(t_{H2O}, \rho_{H2O}, t)$$

Густина поглинача (води) за робочої температури:

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

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

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

9. Максимальні розміри твердих частинок для ламінарного режиму руху:

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

10. Коефіцієнт корисної дії гідроциклона:

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

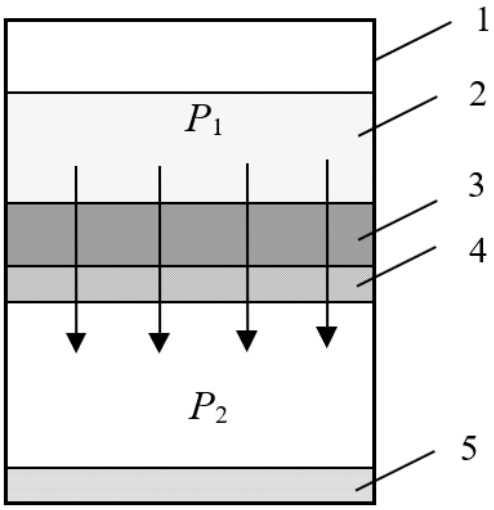
6.4.5. Контрольні запитання

1. Де застосовуються гідроциклони?
2. У чому полягає фізична модель роботи гідроциклона?
3. Наведіть схематичне зображення гідроциклону, поясніть його конструкцію та принцип роботи.
4. Поясніть причини утворення повітряного стовба у гідроциклонах.
5. Наведіть основні фактори, які впливають на ефективність роботи гідроциклонів.
6. Наведіть основні конструкції гідроциклонів.
7. Сформулюйте умови, при яких досягається максимальна ефективність роботи гідроциклона.
8. Що впливає на тривалість роботи гідроциклонів між періодами технічного обслуговування (на зношення елементів його конструкції).
9. Яким чином визначається коефіцієнт корисної дії гідроциклона та що він характеризує?
10. Як впливає напір на процес розділення у гідроциклоні та на його геометричні розміри?

6.5. РОЗРАХУНОК СТРІЧКОВОГО ВАКУУМ-ФІЛЬТРА

6.5.1. Теоретичні відомості

Схема процесу фільтрації наведена на рисунку 6.21. У загальному найпростішому випадку фільтр являє собою ємність, корпус 1 розділений на дві частини фільтруючою перегородкою 4.



1 – корпус; 2 – суспензія; 3 – осад;

4 – фільтруюча перегородка; 5 – фільтрат

Рисунок 6.21. Схема фільтра при розділенні суспензії:

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

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

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

Фізична модель процесу:

1. Фільтрація через перегородку, утворення осаду на перегородці.

2. Фільтрація через шар осаду і через перегородку.

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

Фактори, які суттєво впливають на швидкість фільтрації.

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

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

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

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

6.5.2. Огляд конструкцій стрічкових вакуум-фільтрів

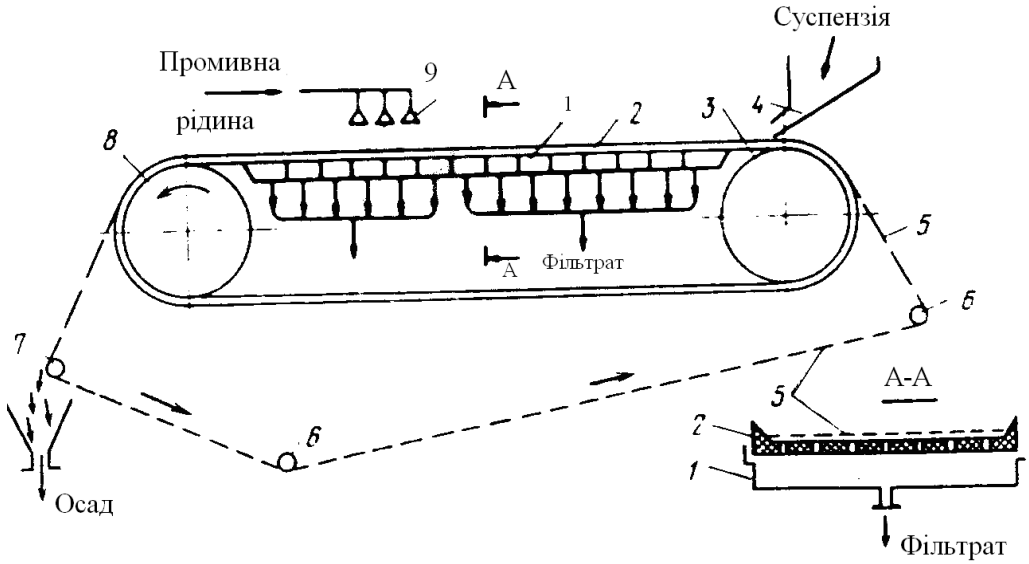
Стрічковий вакуум-фільтр, рисунок 6.22, являє собою апарат безперервної дії, що працює під вакуумом, у якому напрямок дії сили тяжіння співпадає з напрямком руху фільтрату.

Схему безперервного стрічкового вакуум-фільтра наведено на рисунку 6.23.

Перфорована гумова стрічка 2 переміщується по замкненому колу за допомогою привідного 8 і натяжного 3 барабанів. Фільтруюча тканина 5

притискається до гумової стрічки при натягуванні роликами 6. З лотка 4 на фільтруючу тканину подається суспензія. Фільтрат відсмоктується до вакуум-камер 1, які розташовані під стрічкою, і відводиться з апарату.

Рисунок. 6.22. Загальний вигляд безперервного стрічкового вакуумного фільтра серії *DI*



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

Рисунок 6.23. Стрічковий вакуум-фільтр

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

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

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

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

6.5.3. Методика розрахунку стрічкового вакуум-фільтра

<u>Вихідні дані до розрахунку</u>:

Масова продуктивність за суспензією, що подається на фільтрацію, $т_{сусп.}$/год	G;
Концентрація твердої фази у суспензії, $кг_B/кг_{AB}$	C_1;
Концентрація твердої фази у вологому осаді, $кг_B/кг_{в.о.}$	C_2;
Густина рідкої фази у суспензії, $кг_A/м_A^3$	$\rho_р$;
Густина твердої фази у суспензії, $кг_B/м_B^3$	$\rho_т$;
Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази у суспензії, Па·с	$\mu_р$;
Константа питомого опору фільтрувальної тканини, 1/м	R_0;
Константа питомого опору осаду, м/кг	r_{m1};
Різниця тисків, що забезпечується при фільтрації та промивці осаду, кПа	ΔP;
Товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі, мм	$h_{ос}$.

Завдання та значення вихідних даних наведено до розрахунку наведено у пункті Д.6.1.4 додатку 6.1.

Розрахункову схему стрічкового вакуум-фільтра (СВФ) наведено на рисунку 6.23.

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

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

Густина вологого осаду, кг/м^3:

$$\rho_{\text{ос}} = \frac{\rho_{\text{т}}\rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{т}} + C_2(\rho_{\text{р}} - \rho_{\text{т}})}$$

Маса твердого осаду, що відкладається при проходженні 1 м^3 фільтрату, кг:

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

Середній питомий опір осаду, м/кг:

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

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

Константа рівняння фільтрації, с/м^2:

$$b_1 = \frac{\mu_{\text{р}} x_{\text{с.о.}} r_{\text{ос}}}{2\Delta P}$$

Умовний об’єм фільтрату на одиницю поверхні фільтрації, м$_{\text{ф}}^3$/м^2:

$$V_o = \frac{R_0}{r_{\text{ос}} x_{\text{с.о.}}}$$

Об’єм вологого осаду, що відкладається при проходженні 1 м^3 фільтрату, м$_{\text{в.о.}}^3$/м$_{\text{ф}}^3$:

$$x_{\text{в.о.}} = \frac{1 - C_2\left(1 - \frac{\rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{т}}}\right)}{C_2/C_1 - 1}$$

Об’єм фільтрату, що проходить через 1 м^2 фільтра, м$_{\phi}^3$/м^2:

$$V = h_{\text{ос}}/x_{\text{в.о.}}$$

Час фільтрації, с:

$$\tau_{ф} = \frac{b_1 h_{ос}(h_{ос} + 2x_{в.о.}V_о)}{{x_{в.о.}}^2}$$

Довжина ділянки фільтрації, м:

$$L_{ф} = w\tau_{ф}$$

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

Довжина ділянки фільтрації приймається з округленням до дециметрів.

Поверхня фільтрації, м^2:

$$F_{ф} = w\tau_{ф}b$$

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

Константа промивки, с/м^2:

$$b_2 = a_о\rho_{ос}\mu_{пр}x_{с.о.}r_{ос}/\Delta P$$

де $a_о$ – необхідний об’єм промивної рідини на 1 кг вологого осаду (у даному випадку прийняти, що $a_о$=0.5×10^{-3} м^3);

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

Розрахунковий час промивки, с:

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

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

$$\tau_{пр} = \vartheta\tau'_{пр},$$

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

Довжина ділянки промивки, м:

$$L_{пр} = w\tau_{пр}$$

Довжина ділянки промивки приймається з округленням до дециметрів.

Поверхня ділянки промивки, м^2:

$$F_{пр} = w\tau_{пр}b$$

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

Тривалість проведення допоміжних операцій, с:

$$\tau_{\text{доп.}} = \left(\tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр.}} + \tau_{\text{С.З.}}\right)1.5$$

Довжина ділянки допоміжних операцій, м:

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

Загальна довжина стрічки вакуум-фільтра, м:

$$L_{\text{стрічки}} = L_{\text{ф}} + L_{\text{пр.}} + L_{\text{доп.}} + L_{\text{С.З.}}$$

Загальна довжина стрічкового вакуум-фільтра, м:

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

Частота обертання приводного барабана, Гц:

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

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

Потужність, що витрачається на процес, Вт:

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

6.5.4. Приклад програми розрахунку стрічкового вакуум-фільтра в *Mathcad*

Вхідні дані:

Масова продуктивність за суспензією, що надходить на фільтрацію:

$\frac{т_{АВ}}{год}$ $G_{т.год} = 10$

$\frac{кг_{АВ}}{с}$ $G := G_{т.год} \cdot \frac{1000}{3600} = 2.778$

Концентрація твердої фази у суспензії:

$\frac{кг_{В}}{кг_{АВ}}$ $C_1 = 0.3$

Концентрація твердої фази у вологому осаді:

$\frac{кг_{В}}{кг_{в.о.}}$ $C_2 = 0.52$

Густина рідкої фази у суспензії:

$\frac{кг_{А}}{м_{А}^3}$ $\rho_р = 1 \times 10^3$

Густина твердої фази у суспензії:

$\frac{кг_{В}}{м_{В}^3}$ $\rho_т = 7.8 \times 10^3$

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

Па · с $\mu_р := 1.005 \cdot 10^{-3}$

Константа питомого опору фільтрувальної тканини:

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

Константа питомого опору осаду:

$\frac{м}{кг}$ $r_m := 8.44 \cdot 10^7$

Різниця тисків, що забезпечується при фільтрації та промивці:

Па $\Delta P = 5.5 \times 10^4$

Товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі:

м $h_{ос} = 8 \times 10^{-3}$

Розрахунки:

1. Густина суспензії:

$$\frac{кг_{АВ.}}{м_{АВ.}^3} \quad \rho_{сусп.} := \frac{\rho_т \cdot \rho_р}{\rho_т + C_1 \cdot (\rho_р - \rho_т)} = \frac{7800 \cdot 1000}{7800 + 0.3 \cdot (1000 - 7800)} = 1.354 \times 10^3$$

2. Густина вологого осаду:

$$\frac{кг_{в.о.}}{м_{в.о.}^3} \quad \rho_{ос.} := \frac{\rho_т \cdot \rho_р}{\rho_т + C_2 \cdot (\rho_р - \rho_т)} = \frac{7800 \cdot 1000}{7800 + 0.52 \cdot (1000 - 7800)} = 1.829 \times 10^3$$

4. Маса твердої фази, що відкладається на фільтрі з 1 м^3 фільтрату:

$$\frac{кг_В}{м_{А.}^3} \quad x_{с.о} := \frac{\rho_р}{\frac{1}{C_1} - \frac{1}{C_2}} = \frac{1000}{\frac{1}{0.3} - \frac{1}{0.52}} = 709.091$$

5. Середній питомий опір осаду:

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

де $S \equiv 0.887$ - ступінь стискання осаду

6. Константа рівняння фільтрації:

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

7. Умовний об'єм фільтрату на одиницю фільтрації:

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

7. Об'єм вологого осаду, що відкладається при проходженні 1 м3 фільтрату:

$$\frac{м_{в.о.}^3}{м_{А.}^3} \quad x_{в.о.} := \frac{1 - C_2 \cdot \left(1 - \frac{\rho_р}{\rho_т}\right)}{\frac{C_2}{C_1} - 1} = \frac{1 - 0.52 \cdot \left(1 - \frac{1000}{7800}\right)}{\frac{0.52}{0.3} - 1} = 0.745$$

8. Об'єм фільтрату, що проходить через 1 м^2 фільтра:

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

9. Час фільтрації, с:

с $\tau_ф := \frac{b_1 \cdot h_{oc} \cdot (h_{oc} + 2 \cdot x_{в.о.} \cdot V_o)}{x_{в.о.}^2} = 133.322$

10. Довжина ділятки фільтрації:

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

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

м $L_{ф.} := w \cdot \tau_ф = 0.017 \cdot 133.322 = 2.266$

Приймаємо значення довжини ділянки фільтрації: $L_ф := \frac{ceil(L_{ф.} \cdot 10)}{10} = 2.3$ м

11. Поверхня ділятки фільтрації:

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

$м^2$ $F_ф := w \cdot \tau_ф \cdot b = 3.4$

12. Константа промивки:

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

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

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

13. Розрахунковий час промивки:

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

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

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

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

15. Довжина ділятки промивання осаду після фільтрації:

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

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

16. Поверхня ділятки промивання осаду після фільтрації:

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

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

с $\tau_{С.З} := \tau_{пр} = 189.8$

м $L_{С.З} := L_{пр} = 3.3$

м^2 $F_{С.З} := F_{пр} = 4.84$

18. Тривалість проведення допоміжних операцій:

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

19. Довжина ділятки проведення допоміжних операцій:

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

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

20. Загальна довжина фільтрувальної стрічки вакуум-фільтра:

м $L_{стрічки} := L_ф + L_{пр} + L_{С.З} + L_{доп} = 2.3 + 3.3 + 3.3 + 13.1 = 22$

21. Загальна довжина стрічкового вакуум-фільтра:

м $L_{фільтра} := L_ф + L_{пр} + L_{С.З} = 2.3 + 3.3 + 3.3 = 8.9$

22. Діаметр приводного барабана:

м $D := 0.5 \cdot b = 0.5 \cdot 1.5 = 0.75$

23. Частота обертання приводного барабана:

Гц $n := \dfrac{w}{\pi \cdot D} = \dfrac{0.017}{3.14 \cdot 0.75} = 7.219 \times 10^{-3}$

24. Потужність, що витрачається на процес:

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

6.5.5. Контрольні запитання

1. Що таке фільтрація суспензій і для чого вона використовується?
2. Які основні фактори впливають на ефективність фільтрації суспензій?
3. Як описується фізична модель фільтрації рідкої фази?
4. Які основні етапи входять у процес фільтрації суспензій?

5. Які характеристики стрічкового вакуум-фільтра впливають на його продуктивність?

6. Що впливає на вибір фільтрувальних матеріалів для стрічкових вакуум-фільтрів?

7. Які переваги має стрічковий вакуум-фільтр у порівнянні з іншими типами фільтрів?

8. Які параметри необхідно враховувати при розрахунку часу фільтрації?

9. Як впливають швидкість стрічки та тиск на ефективність фільтрації?

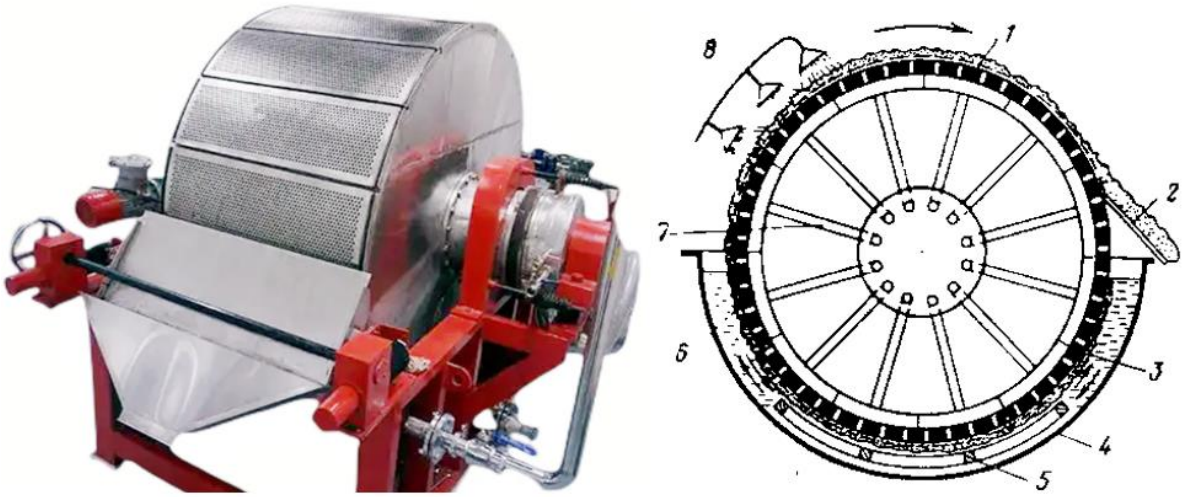
10. Як забезпечується очищення стрічки вакуум-фільтра після завершення фільтрації?

11. Які основні проблеми виникають при використанні стрічкового вакуум-фільтра і які шляхи їх вирішення?

6.6. РОЗРАХУНОК БАРАБАННОГО ВАКУУМ-ФІЛЬТРА

6.6.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкції барабанного вакуум-фільтра

Основною частиною барабанного вакуум-фільтра, рисунок 6.24, є зварений або вилитий із металу барабан 1, рисунок 6.25, встановлений за допомогою цапф у підшипниках над ванною із суспензією 4 таким чином, щоб частина барабана була занурена у ванну.



а) *б*)

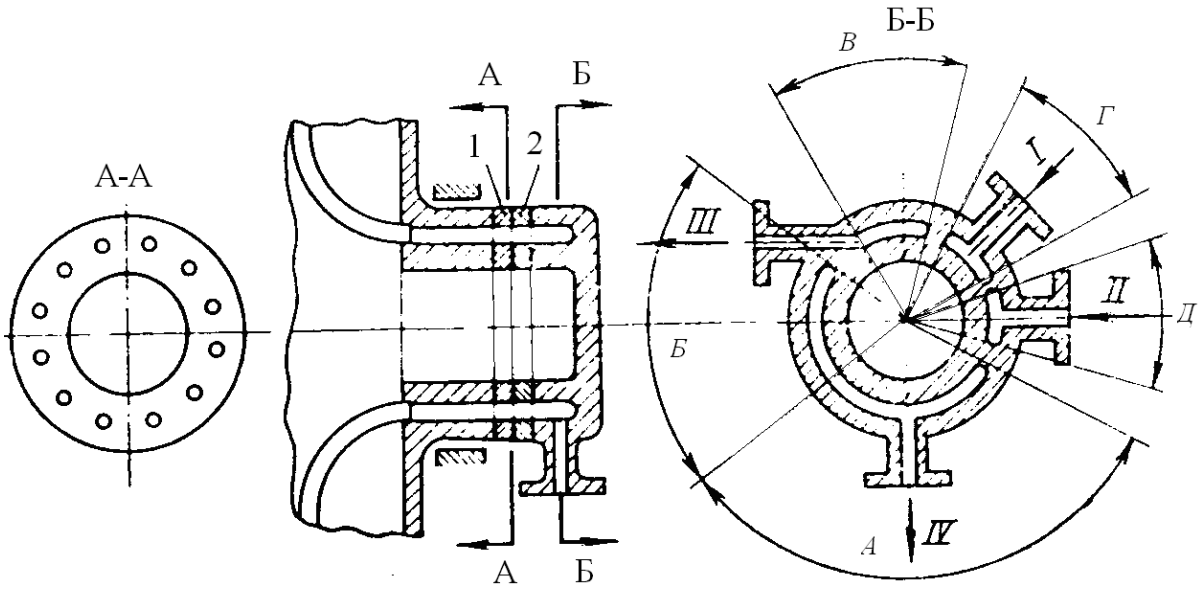
1 – перфорований барабан; 2 – ніж; 3 – фільтруюча тканина;
4 – ванна; 5 – коливаюча мішалка; 6 – камери; 7 – труби;
8 – пристрій для подачі промивної рідини

Рисунок 6.24. Барабанний вакуум-фільтр зі скребковим зняттям осаду: *а*) загальний вигляд; *б*) схематичне зображення

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

Для запобігання попадання твердих частинок у ванні встановлена рухома (коливальна) мішалка 5. Всередині барабана перегородками утворені окремі

камери 6, з’єднані трубами 7 з каналами, які проходять через одну з цапф. Канали з’єднані з автоматичним перемикаючим пристроєм – розподільною головкою. Схема розподільної головки наведена на рисунку 6.25.



1 – рухомий диск; 2 – нерухомий диск;

А – зона фільтрації; *Б* – зона просушки осаду; *В* – зона промивки та просушки осаду; *Г* – зона віддувки осаду; *Д* – зона очистки тканини;

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

Рисунок 6.25. Схема розподільної головки

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

Тобто, у зонах *А, Б* і *В* створюється розрідження, а в зонах *Г* і *Д* – надлишковий тиск.

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

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

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

Основні параметри барабанних вакуум-фільтрів наведено у таблиці Д.6.2.12.

6.6.2. Методика розрахунку барабанного вакуум-фільтра

<u>Вихідні дані до розрахунку</u>:

Масова продуктивність за суспензією, що подається на фільтрацію, $т_{сусп.}$/год	G;
Концентрація твердої фази у суспензії, $кг_B/кг_{AB}$	C_1;
Концентрація твердої фази у вологому осаді, $кг_B/кг_{в.о.}$	C_2;
Густина рідкої фази у суспензії, $кг_A/м_A^3$	$\rho_р$;
Густина твердої фази у суспензії, $кг_B/м_B^3$	$\rho_т$;
Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази у суспензії, Па·с	$\mu_р$;
Константа питомого опору фільтрувальної тканини, 1/м	R_0;
Константа питомого опору осаду, м/кг	r_{m1};
Різниця тисків, що забезпечується при фільтрації та промивці осаду, кПа	ΔP;
Товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі мм	$h_{ос}$.

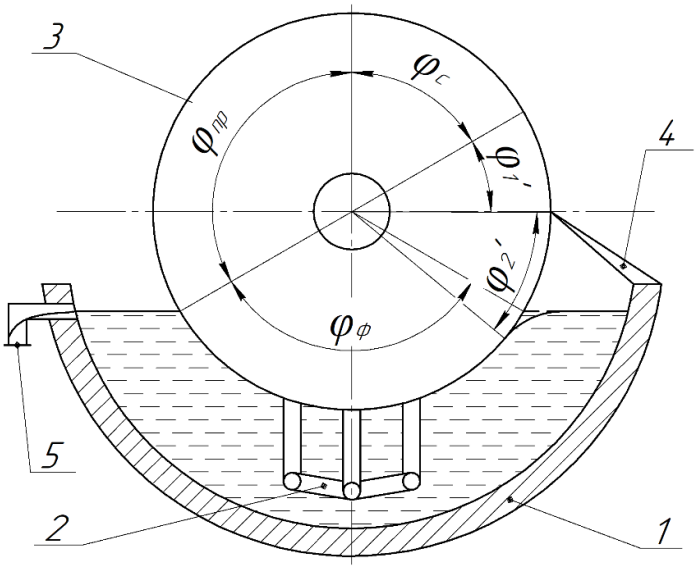
Завдання та значення вихідних даних наведено до розрахунку наведено у пункті Д.6.1.5 додатку 6.1.

Розрахункову схему барабанного вакуум-фільтра (БВФ) наведено на рисунку 6.26.

Середній питомий опір осаду:

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

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



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

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

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

$\varphi_2{}'$ – кут «мертвих» зон

Рисунок 6.26. Схема барабанного вакуум-фільтра:

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

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

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

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

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

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

Константа рівняння фільтрації, с/м^2:

$$b_1 = \frac{\mu_{\text{р}} x_{\text{с.о.}} r_{\text{ос}}}{2\Delta P}$$

Умовний об'єм фільтрату на одиницю поверхні фільтрації, м$_{ф}^3$/м^2:

$$V_o = \frac{R_0}{r_{\text{ос}} x_{\text{с.о.}}}$$

Об'єм вологого осаду, що відкладається при проходженні 1 м^3 фільтрату, м$_{в.о.}^3$/м$_{ф}^3$:

$$x_{\text{в.о.}} = \frac{1 - C_2\left(1 - \frac{\rho_{\text{р}}}{\rho_{\text{т}}}\right)}{C_2/C_1 - 1}$$

Об'єм фільтрату, що проходить через 1 м^2 фільтра, м$_{ф}^3$/м^2:

$$V = h_{\text{ос}}/x_{\text{в.о.}}$$

Час фільтрації, с:

$$\tau_{\text{ф}} = \frac{b_1 h_{\text{ос}}(h_{\text{ос}} + 2x_{\text{в.о.}} V_{\text{о}})}{x_{\text{в.о.}}{}^2}$$

Константа промивки, с/м^2:

$$b_2 = a_{\text{о}} \rho_{\text{ос}} \mu_{\text{пр}} x_{\text{с.о.}} r_{\text{ос}}/\Delta P$$

де $a_{\text{о}}$ – необхідний об'єм промивної рідини на 1 кг вологого осаду (у даному випадку прийняти, що $a_{\text{о}}$=0.5×10^{-3} м^3);

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

Розрахунковий час промивки, с:

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

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

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

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

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

$$\tau_{\text{С.З.М.}} = \frac{(\tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}})z_c}{z_c - z_{\text{С.З.М.}}}$$

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

$z_{\text{С.З.М.}}$ – кількість секцій, що припадають на сушіння, зняття осаду та мертві зони (у даному випадку прийняти, що $z_{\text{С.З.М.}}$=4 секції).

Загальна тривалість робочого циклу барабанного вакуум-фільтра, с:

$$\tau_{\text{о}} = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{пр}} + \tau_{\text{С.З.М.}}$$

Частота обертання барабана, Гц (об/с):

$$n = 1/\tau_{\text{о}}$$

Кутова швидкість обертання барабана, град/с:

$$\omega = 360n$$

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

$$\varphi_{\text{ф}} = \omega\tau_{\text{ф}}$$

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

$$\varphi_{\text{пр}} = \omega\tau_{\text{пр}}$$

Кут сектора сушіння, віддувки та зняття осаду в барабанному вакуум-фільтрі, прийнявши, що кут мертвої зони становить $\varphi_{\text{м}}$=3°, град:

$$\varphi_{\text{С.З.}} = \tau_{\text{С.З.М.}}\omega - \varphi_{\text{м}}$$

При правильному розрахунку сума кутів секторів барабанного вакуум-вільтра повинна становити $\varphi_{\text{ф}} + \varphi_{\text{пр}} + \varphi_{\text{С.З.}} + \varphi_{\text{м}} = 360°$.

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

$$\tau_{\text{С.З.}} = \varphi_{\text{ф}} + \varphi_{\text{пр}} + \varphi_{\text{С.З.}} + \varphi_{\text{м}}$$

Кут сектора зануреного барабану вакуум-фільтра, град:

$$\varphi_{\text{зан.}} = \varphi_{\text{ф}} + \varphi_{\text{м}}$$

Необхідна об'ємна продуктивність барабанного вакуум-фільтру за фільтратом (з матеріального балансу потоків), м$_{ф}^3$:

$$V_{\text{ф}} = G\left(1 - \frac{C_1}{C_2}\right)/\rho_{\text{р}}$$

Необхідна загальна поверхня фільтрації, м^2:

$$F_{\text{ф}} = \tau_{\text{о}} V_{\text{ф}} x_{\text{в.о.}}/h_{\text{ос}}$$

За результатами розрахунків за таблицею Д.6.1.12 (додаток 6.2) обирається тип конструкції барабанного вакуум фільтра та приймається значення поверхні фільтрації $F_{\text{табл}}$, діаметр $D_{\text{б}}$ та довжина $L_{\text{б}}$ барабану вакуум-фільтра.

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

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

Запас поверхні фільтрації, %:

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

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

Після перерахунків остаточно приймається тип конструкції барабанного вакуум-фільтра із діаметром $D_{\text{б}}$ та довжиною $L_{\text{б}}$ барабану вакуум-фільтра.

Глибина занурення барабана вакуум-фільтра в суспензію, м:

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

Масова продуктивність одного барабанного вакуум-фільтра за суспензією, що подається на фільтрацію, кг$_{АВ}$/с:

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

Об'єм суспензії, що подається у ванну барабанного вакуум-фільтра, м$_{АВ}^3$/с:

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

Корисний об’єм ванни барабанного вакуум-фільтра, м^3:

$$V_{\text{ванни}} = V_{\text{сусп.}}\tau_{\text{о}}$$

Потужність, що витрачається на процес, Вт:

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

6.6.3. Приклад програми розрахунку барабанного вакуум-фільтра в *Mathcad*

Вхідні дані:

Масова продуктивність за суспензією, що надходить на фільтрацію:

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

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

Концентрація твердої фази у суспензії:

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

Концентрація твердої фази у вологому осаді:

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

Густина рідкої фази у суспензії:

$\frac{\text{кг}_A}{\text{м}_A^3}$ $\rho_p := 1000$

Густина твердої фази у суспензії:

$\frac{\text{кг}_B}{\text{м}_B^3}$ $\rho_\text{т} := 7800$

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

Па · с $\mu_p := 1.005 \cdot 10^{-3}$

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

Па · с $\mu_p := 1.005 \cdot 10^{-3}$

Константа питомого опору фільтрувальної тканини:

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

Константа питомого опору осаду:

$\frac{м}{кг}$ $r_m := 8.44 \cdot 10^{7}$

Різниця тисків, що забезпечується при фільтрації та промивці:

Па $\Delta P := 55 \cdot 10^{3}$

Товщина шару осаду, що відкладається на фільтрі:

м $h_{oc} := 8 \cdot 10^{-3}$

Розрахунки:

1. Середній питомий опір осаду:

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

де $S \equiv 0.887$ - ступінь стискання осаду

2. Густина суспензії:

$$\frac{кг_{АВ.}}{м_{АВ.}^{3}} \quad \rho_{сусп.} := \frac{1}{\frac{C_1}{\rho_т} + \frac{1 - C_1}{\rho_p}} = \frac{1}{\frac{0.3}{7800} + \frac{1 - 0.3}{1000}} = 1.354 \times 10^{3}$$

3. Густина вологого осаду:

$$\frac{кг_{в.о.}}{м_{в.о.}^{3}} \quad \rho_{oc.} := \frac{1}{\frac{C_2}{\rho_т} + \frac{1 - C_2}{\rho_p}} = \frac{1}{\frac{0.52}{7800} + \frac{1 - 0.52}{1000}} = 1.829 \times 10^{3}$$

4. Кількість твердої фази, що відкладається на фільтрі з 1 м^3 фільтрату:

$$\frac{кг_{В}^{3}}{м_{А.}^{3}} \quad x_{c.o} := \frac{\rho_p}{\frac{1}{C_1} - \frac{1}{C_2}} = \frac{1000}{\frac{1}{0.3} - \frac{1}{0.52}} = 709.091$$

5. Константа рівняння фільтрації:

$$\frac{с}{м^{2}} \quad b_1 := \frac{\mu_p \cdot x_{c.o} \cdot r_{oc}}{2 \cdot \Delta P} = \frac{1.005 \cdot 10^{-3} \cdot 709.091 \cdot 1.785 \cdot 10^{11}}{2 \cdot 55 \cdot 10^{3}} = 1.156 \times 10^{6}$$

6. Умовний об'єм фільтрату на одиницю фільтрації:

$$\frac{м^{3}}{м^{2}} \quad V_o := \frac{R_0}{r_{oc} \cdot x_{c.o}} = \frac{1.065 \cdot 10^{10}}{1.785 \cdot 10^{11} \cdot 709.091} = 8.414 \times 10^{-5}$$

7. Об'єм вологого осаду, що відкладається при проходженні 1 м3 фільтрату:

$$\frac{м_{в.о.}^3}{м_{А.}^3} \quad x_{в.о.} := \frac{1 - C_2 \cdot \left(1 - \frac{\rho_р}{\rho_т}\right)}{\frac{C_2}{C_1} - 1} = \frac{1 - 0.52 \cdot \left(1 - \frac{1000}{7800}\right)}{\frac{0.52}{0.3} - 1} = 0.745$$

8. Об'єм фільтрату, що проходить через 1 м^2 фільтра:

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

9. Час фільтрації, с:

$$с \quad \tau_ф := \frac{b_1 \cdot h_{ос} \cdot \left(h_{ос} + 2 \cdot x_{в.о.} \cdot V_o\right)}{x_{в.о.}^2} = 135.387$$

10. Константа промивки:

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

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

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

11. Розрахунковий час промивки:

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

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

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

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

13. Приймаємо загальну кількість секцій барабанного вакуум-фільтра:

$z_c := 20$ одиниць

Приймаємо кількість секцій сушіння, знаття осаду та мертвих зон:

$z_{С.З.М.} := 4$

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

$$\text{с} \quad \tau_{С.З.М.} := \frac{(\tau_ф + \tau_{пр}) \cdot z_{С.З.М.}}{z_c - z_{С.З.М.}} = \frac{(135.387 + 193.766) \cdot 4}{20 - 4} = 82.288$$

15. Загальна тривалість робочого циклу:

$$\text{с} \quad \tau_o := \tau_ф + \tau_{пр} + \tau_{С.З.М.} = 135.387 + 193.766 + 82.288 = 411.441$$

16. Частота обертання барабану вакуум-фільтра:

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

17. Кутова швидкість обертання барабану вакуум-фільтра:

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

18. Кут сектору фільтрації барабанного вакуум-фільтра:

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

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

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

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

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

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

$$\varphi_{М.} := 3 \ \text{град}$$

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

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

21. Перевірка умови:

$$\text{Умова_геом} := \begin{cases} 1 & \text{if } \varphi_ф + \varphi_{пр.} + \varphi_{С.З..} + \varphi_{М.} = 360 \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases} = 0$$

22. Кут сектору зануреного барабану вакуум-фільтра:

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

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

$$\frac{м_A^3}{c} \quad V_ф := \frac{\left[G \cdot \left(1 - \frac{C_1}{C_2}\right)\right]}{\rho_р} = \frac{2.778 \cdot \left(1 - \frac{0.3}{0.52}\right)}{1000} = 1.175 \times 10^{-3}$$

24. Необхідна загальна поверхня фільтрації:

$$м^2 \quad F_ф := \frac{\tau_o \cdot V_ф \cdot x_{в.о.}}{h_{ос}} = \frac{411.441 \cdot 1.175 \cdot 10^{-3} \cdot 0.745}{8 \cdot 10^{-3}} = 45.021$$

25. Вибір вакуум-фільтра:

Показники	Типорозміри фільтрів			
	БОУ5-1.675	БОУ10-2.6	БОУ20-2.6	БОУ40-3.4
Поверхня фільтрування, м²	5	10	20	40
Розміри барабану, мм: – діаметр……. – довжина…...	 1762 960	 2612 1350	 2612 2702	 3000 4400
Кут занурення барабана в суспензію, град	132	149	149	105÷155
Кути зон, град: – фільтрації……... – I сушіння…… – промивки та II сушіння – віддувки…… – регенерації……	 124.5 67 103 20 20	 132 59.5 103 20 20	 132 59.5 103 20 20	 97.5÷135 81.5÷56 103 20 20÷37.5
Частота обертів барабана, об/хв	0.13÷2	0.13÷2	0.13÷2	0.43
Середня швидкість переміщення лопатей мішалки, м/с	0.3	0.3	0.3	0.37
Об'єм суспензії у ванні, л	1300	2700	4200	3000
Електродвигуни приводу барабана та мішалки: – тип – частота обертів вала, 1/хв – потужність, кВт	 АО2-22-6 930 1.1	 АО2-32-6 930 2.2	 АО2-41-6 960 3.0	 АО2-41-4/1 460 3.3
Габаритні розміри, мм	2980× 2410× 2650	3420× 3820× 3415	4750× 3230× 3830	6600× 4300× 3640
Маса, кг	4990	7858	12432	17880

Типи барабанних вакуум-фільтрів:

Б0У5-1,75 $Тип_1 := 1$

Б0У10-2,6 $Тип_2 := 2$

Б0У20-2,6 $Тип_3 := 3$

Б0У40-3,4 $Тип_4 := 4$

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

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

<u>Перевірка наявності більш раціонально підходящого типу барабанного вакуум-фільтра:</u>

Б0У5-1,75 $F_{табл.1} := 5$

Б0У10-2,6 $F_{табл.2} := 10$

Б0У20-2,6 $F_{табл.3} := 20$

Б0У40-3,4 $F_{табл.4} := 40$

26. Необхідна кількість обраних вакуум-фільтрів:

Б0У5-1,75 $n_{фільтрів.1} := \frac{F_ф}{F_{табл.1}} = \frac{45.021}{5} = 9.004$

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

Б0У10-2,6 $n_{фільтрів.2} := \frac{F_ф}{F_{табл.2}} = \frac{45.021}{10} = 4.502$

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

Б0У20-2,6 $n_{фільтрів.3} := \frac{F_ф}{F_{табл.3}} = \frac{45.021}{20} = 2.251$

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

Б0У40-3,4 $n_{фільтрів.4} := \frac{F_ф}{F_{табл.4}} = \frac{45.021}{40} = 1.126$

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

27. Запас поверхні фільтрації:

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

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

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

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

28. Параметри остаточно прийнятого барабанного вакуум-фільтра:

Прийнято: $Тип := 3$ Б0У20-2,6

Діаметр барабана вакуум-фільтра:

$$м \quad D_б := \begin{cases} 1.762 & \text{if } Тип = 1 \\ 2.612 & \text{if } Тип = 2 \\ 2.612 & \text{if } Тип = 3 \\ 3.0 & \text{if } Тип = 4 \end{cases} = 2.612$$

Довжина барабана вакуум-фільтра:

$$м \quad L_б := \begin{cases} 0.960 & \text{if } Тип = 1 \\ 1.350 & \text{if } Тип = 2 \\ 2.702 & \text{if } Тип = 3 \\ 4.400 & \text{if } Тип = 4 \end{cases} = 2.702$$

Кількість барабанних вакуум-фільтрів:

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

Поверхня фільтрації обраного барабаного вакуум-фільтра:

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

29. Глибина занурення барабану вакуум-фільтра в суспензію:

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

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

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

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

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

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

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

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

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

6.6.4. Контрольні запитання

1. Що таке фільтрація суспензій і для чого вона використовується?
2. Які основні фактори впливають на ефективність фільтрації суспензій?
3. Як описується фізична модель фільтрації рідкої фази?
4. Які основні етапи входять у процес фільтрації суспензій?
5. Які характеристики барабанного вакуум-фільтра впливають на його продуктивність?
6. Що впливає на вибір фільтрувальних матеріалів для барабанних вакуум-фільтрів?
7. Які переваги має барабанний вакуум-фільтр у порівнянні з іншими типами фільтрів?
8. Які параметри необхідно враховувати при розрахунку часу фільтрації?
9. Як впливають швидкість обертання барабана фільтра та тиск на ефективність фільтрації?
10. Як забезпечується очищення стрічки вакуум-фільтра після завершення фільтрації?
11. Які основні проблеми виникають при використанні стрічкового вакуум-фільтра і які шляхи їх вирішення?

6.7. РОЗРАХУНОК ЦЕНТРИФУГИ ВІДСТІЙНОГО ТИПУ

6.7.1. Теоретичні відомості

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

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

У відстійних центрифугах барабан суцільний, рисунок 6.27.

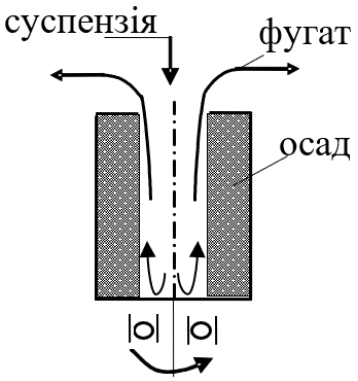


Рисунок 6.27. Схема роботи відстійної центрифуги

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

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

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

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

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

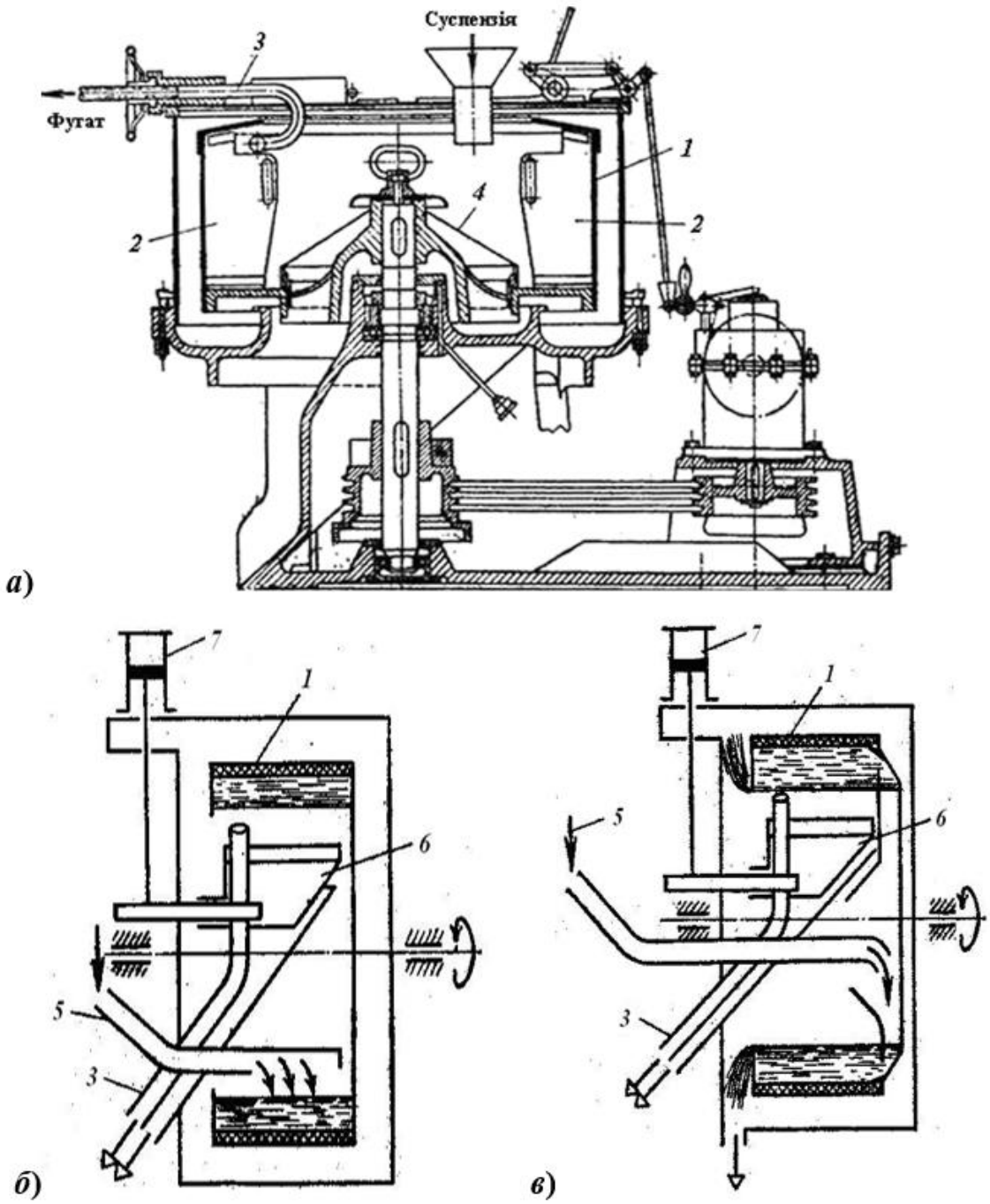
Цей безрозмірний критерій показує у скільки разів відцентрова сила більше сили тяжіння і визначається радіусом барабану та квадратом числа обертів.

6.7.2. Огляд конструкцій відстійних центрифуг

На рисунку 6.28 *а* наведена відстійна центрифуга періодичної дії з ручним вивантаженням осаду і жорсткою опорою вала. Основним робочим органом центрифуги є барабан, який закріплюється на вертикальному валу.

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

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



1 – барабан; 2 – ребра з отворами; 3 – труба для виведення фугату;
4 – конус; 5 – труба для подачі суспензії; 6 – ніж; 7 – циліндр з поршнем

Рисунок 6.28. Відстійні центрифуги періодичної дії:
а) центрифуга з ручним вивантаженням осаду;
б, в) центрифуги з механізованим вивантаженням осаду, які працюють в першому і загальному режимах живлення

Жорстка опора вала центрифуги часто є джерелом великих динамічних навантажень на підшипники при створенні дисбалансу, зумовленого

нерівномірним розподілом суспензії (особливо при високій концентрації твердої фази в суспензії) в барабані.

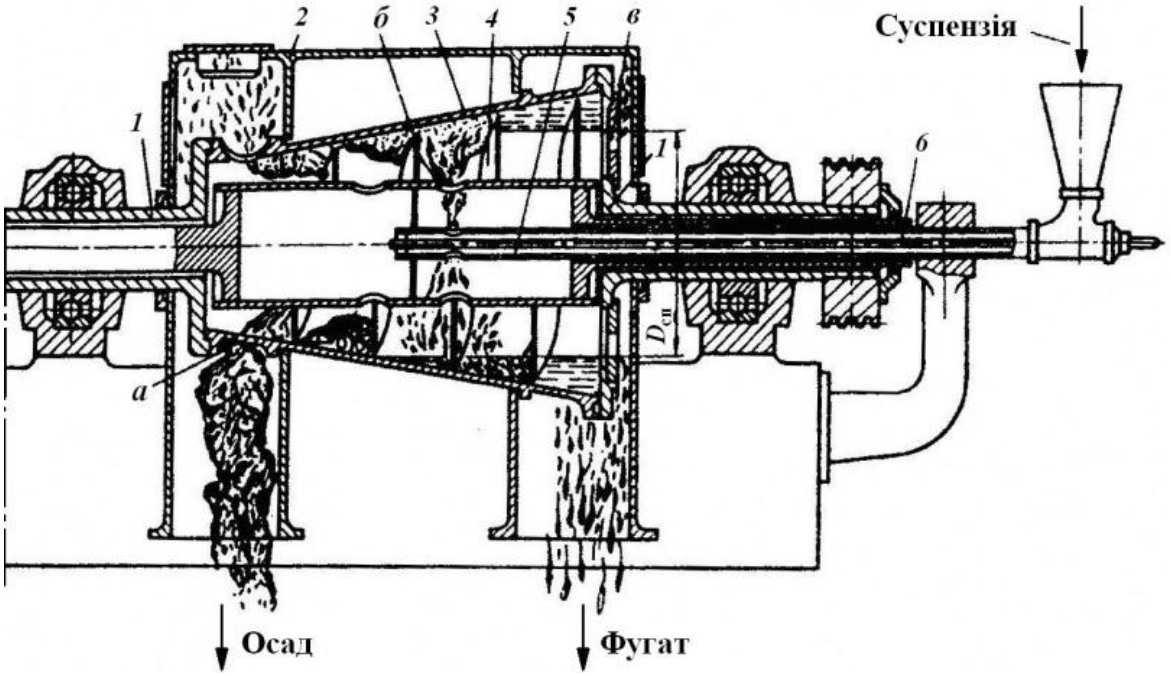
Це явище в значній мірі усунуто в трьохколонній центрифузі, станина якої підвищена за допомогою трьох тяг на колонах з сферичними шарнірами. В даному випадку вал центрифуги має можливість самовстановлюватись, що значно зменшує вплив дисбалансу. Для більш рівномірного розподілення суспензії, що рухається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

Для розділення суспензій з об'ємною концентрацією a_0=5÷30% і розподілом частинок 5÷40 мм застосовують центрифуги періодичної дії з механізованим вивантаженням осаду рисунок 6.28 *б, в*. Центрифуга допускає два режими живлення. По першому, рисунок 6.28 *б*, суспензія підводиться в барабан, який обертається до його заповнення, а по закінченню центрифугування фугат відводиться по відвідній трубці, кінець якої поступово наближується до поверхні осаду. Після цього трубка повертається у вихідне положення, а осад зрізається ножем, поступово заглиблюючись у його шар. Потім ніж повертається у вихідне положення, а робочий цикл повторюється по другому режиму, рисунок 6.28 *в*, суспензія протягом певного часу надходить безперервно, а фугат переливається через край до накопичення шару певної товщини. Після цього подача суспензії припиняється, залишок фугату відводиться по вивідній рубці, а осад зрізається ножем, як і в попередньому випадку. Зворотно-поступальний рух ножа забезпечується його приєднанням до штока з поршнем, який рухається вверх або вниз з певною швидкістю через задані проміжки часу під тиском потоку робочої рідини.

Відстійна центрифуга безперервної дії із шнековим пристроєм для видалення осаду.

Центрифуга відстійного типу безперервної дії наведена на рисунку 6.29. Принцип дії центрифуги полягає в наступному: суспензія подається через живильну трубу в барабан шнека, а з нього – в зовнішній барабан, на стінках якого осаджуються частинки твердої фази. Утворений в барабані осад

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



а – вікно для вивантаження осаду; *б* – отвори для подачі суспензії;
в – вікно для видалення фугату; 1 – пустотіла цапфа; 2 – кожух; 3 – барабан;
4 – барабан шнека; 5 – труба для подачі суспензії;
6 – труба для подачі промивної рідини

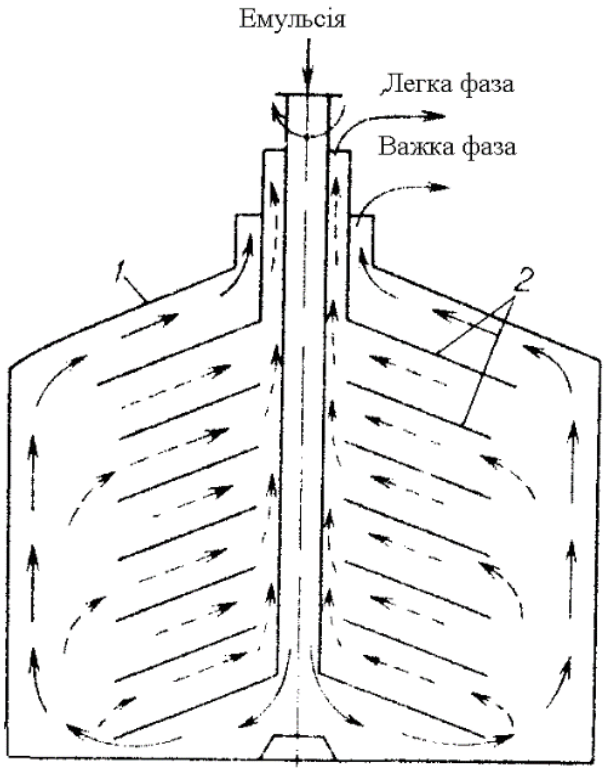
Рисунок 6.29. Шнекова відстійна центрифуга безперервної дії

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

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

Відстійні центрифуги для розділення емульсій – сепаратори.

Схема для розділення емульсій наведена на рисунку 6.30.



1 – корпус (ротор); 2 – тарілки

Рисунок 6.30. Схема барабана сепаратора

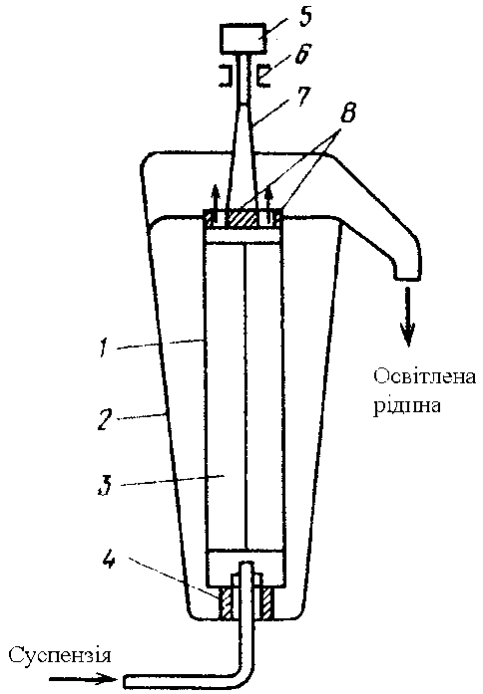
Емульсія по центральній трубі надходить в нижню частину барабана (ротора 1), спорядженого рядом конічних тарілок 2, котрі розділяють суміш на декілька шарів, що зумовлює зменшення шляху, який проходить частинка при осадженні. Більш важка рідина, що має більшу густину, відкидається відцентровою силою на периферію ротора, більш легка переміщається до його центру. Шлях руху рідин показаний стрілками. Розділені рідини не стикаються одна з одною, і тому не можуть знову бути змішаними.

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

Надцентрифуги.

У надцентрифугах кількість обертів доходить до 45000 об/хв., фактор розділення досягає 13000÷20000.

Схема трубчатої надцентрифуги наведена на рисунку 6.31.



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

Рисунок 6.31. Трубчата центрифуга періодичної дії для освітлення рідин

У корпусі 2 обертається трубчатий барабан (ротор) 1 із суцільними стінками, всередині якого є радіальні лопаті 3, які перешкоджають відставанню рідини від стінок при його обертанні. Барабан жорстко з’єднаний з конічним шпинделем 7, підвішеним на опорі 6, і приводиться в обертання від шківа 5.

У нижній частині центрифуги встановлено підп’ятник 4, через який в барабан проходить труба для подачі суспензії. Тверді частинки суспензії осідають на стінках барабану, а освітлена рідина (фугат) відводиться під дією відцентрової сили з нього через отвори, розташовані в верхній частині кожуха. Осад видаляється вручну після зупинки центрифуги і розбирання ротора.

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

Для розділення емульсій застосовують трубчаті надцентрифуги безперервної дії, які відрізняються більш складною конструкцією верхньої

частини ротора, що дозволяє роздільно відводити розшаровані (розділені) рідини.

Газові центрифуги.

Газова центрифуга, рисунок 6.32, – це пристрій, який виконує ізотопне розділення газів. Центрифуга спирається на принципи відцентрової сили, що прискорює молекули газу так, що частинки різної маси фізично розділяються в градієнті вздовж радіуса контейнера, що обертається. Газові центрифуги широко використовуються для відділення урану-235 від урану-238.

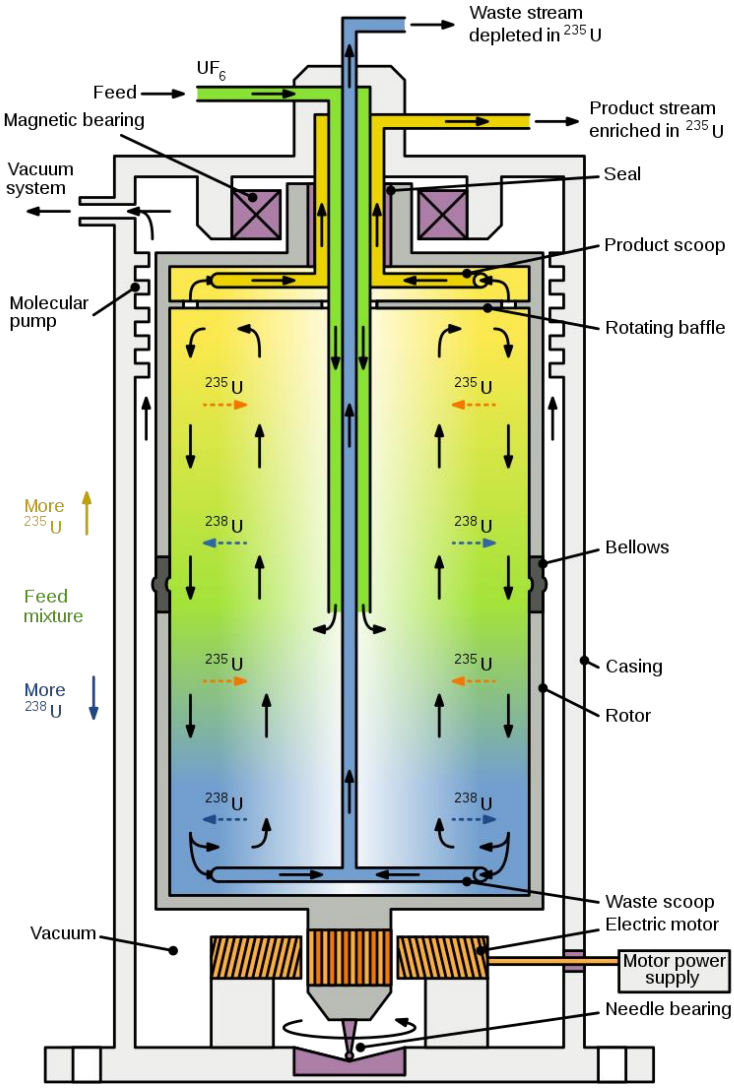


Рисунок.6.32. Газова центрифуга для збагачення урану

Газова центрифуга була розроблена для заміни газової дифузії (газодифузії) – одного зі способів добування урану-235.

Високий ступінь розділення цих ізотопів залежить від використання багатьох окремих центрифуг, розташованих послідовно, рисунок 6.33, які досягають послідовно вищих концентрацій. Цей процес дає вищі концентрації урану-235, використовуючи при цьому значно менше енергії, порівняно з процесом газодифузії.

Рисунок 6.33. Каскад газових центрифуг

6.7.3. Методика розрахунку центрифуги відстійного типу

***<u>Вихідні дані до розрахунку</u>*:**

Густина маточної рідини, кг/м^3	$\rho_р$;
Густина твердих частинок, кг/м^3	$\rho_т$;
Динамічна в’язкість маточної рідини, Па·с	$\mu_р$;
Масові витрати суспензії, що надходить, кг/год.	$G_{1.}$;
Масовий відсоток вологи до центрифугування, %	U_1;
Масовий відсоток вологи після центрифугування, %	U_2
Розмір твердих частинок, мкм	d;
Внутрішній діаметр барабана, м	$D_{вн}$;
Довжина внутрішньої сторони барабана, м	$L_{вн}$;
Маса ненавантаженого барабана, кг	$G_б$;
Необхідний фактор розділення	Фр;

Коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках f;

Питомий опір осаду, м/кг R_{Σ};

Фактор форми твердих частинок φ.

Завдання та значення вихідних даних наведено до розрахунку наведено у пункті Д.6.1.6 додатку 6.1. Розрахункову схему центрифуги відстійного типу наведено на рисунку 6.34.

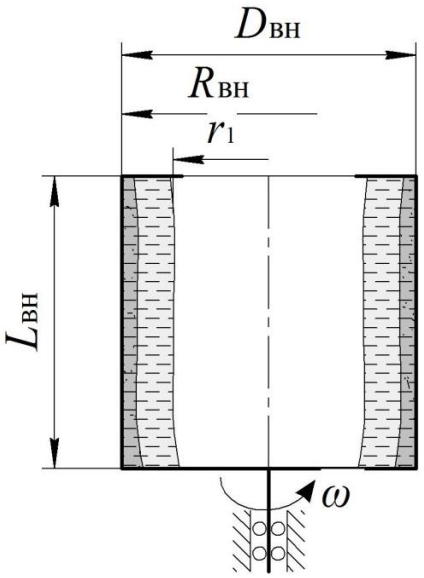


Рисунок 6.34. Розрахункова схема центрифуги відстійного типу

Матеріальний баланс по твердій фазі:

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

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

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

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

Повний об'єм барабана центрифуги, м^3:

$$V_б = \pi {R_{вн}}^2 L_{вн.}$$

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

Враховуючи, що об'єм шару матеріалу в роторі при 50% завантаженні, м^3:

$$V_с = 0{,}5V_б = \pi({R_{вн}}^2 - {r_1}^2)L_{вн.}$$

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

$$r_1 = \sqrt{\frac{\pi {R_{вн}}^2 L_{вн} - 0.5V_б}{\pi L_{вн}}}$$

Середній радіус шару суспензії в роторі, м:

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

Частота обертання барабана центрифуги, об./хв.:

$$n = \sqrt{\frac{\Phi_р 900}{r_{сер}}}$$

Колова швидкість обертання ротора, м/с:

$$w = 2\pi r_{сер}\frac{n}{60}$$

Відцентрова сила, що діє на тверді частинки:

$$C = \frac{mw^2}{r_{сер}}$$

де m=(πd^3/6) $\rho_т$ – маса твердої частинки осаду, кг.

Критерій Архімеда:

$$\mathrm{Ar} = \frac{gd^3(\rho_т - \rho_р)}{{\nu_р}^2\rho_р}$$

де $\nu_р = \mu_р/\rho_р$ – кінематична в'язкість маточної рідини, м^2/с.

Критерій Архімеда, що враховує відцентрову силу:

$$\mathrm{Ar}_в = \mathrm{Ar}\cdot\Phi р = \frac{d^3}{v_р^2}\left(\frac{\rho_т - \rho_р}{\rho_р}\right)\frac{w^2}{r_{сер}}.$$

Критерій Рейнольдса:

При $\mathrm{Ar}_в < 36$ – ламінарний режим руху: $\mathrm{Re} = \frac{\mathrm{Ar}\cdot\Phi р}{18}$.

При $36 \le \mathrm{Ar}_в \le 84000$ перехідний режим руху: $\mathrm{Re} = \left(\frac{\mathrm{Ar}\cdot\Phi р}{13{,}9}\right)^{\frac{1}{1{,}4}}$.

При $84000 < \mathrm{Ar_в Фр}$: $\mathrm{Re} = 1.71\sqrt{\mathrm{ArФр}}$.

Швидкість осадження в центрифузі, м/с:

$$w_о = \frac{\mathrm{Re}\nu_р}{d}.$$

Швидкість осадження твердих частинок з урахуванням їх фактора форми φ, м/с:

$$w_{ов} = \varphi w_о$$

Тривалість процесу осадження, с:

$$\tau_{ос} = \frac{R_{вн} - r_1}{w_{ов}}.$$

За дослідними даними тривалість кожної з допоміжних операцій приймається:

- час пуску – $\tau_п$ =1.0 хв.;
- час завантаження – $\tau_з$ = 50 с;
- час гальмування – $\tau_г$ =1 хв.;
- час розвантаження – $\tau_р$ = 0.5 хв.

Тоді час проведення допоміжних робіт, с:

$$\tau_{доп} = \tau_п + \tau_з + \tau_г + \tau_р$$

Загальний час циклу центрифугування, с:

$$\tau_ц = \tau_{ос} + \tau_{доп}$$

Об’єм суспензії в барабані, м^3:

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

Об’ємна продуктивність однієї центрифуги, м^3/с:

$$V_{сек} = \frac{V_с}{\tau_ц}$$

Масова продуктивність однієї центрифуги, кг/с:

$$G_{сек} = V_{сек}\rho_с$$

де $\rho_с$ – густина суспензії, кг/м^3:

$$\rho_с = \rho_т\frac{100 - U_1}{100} + \rho_р\frac{U_1}{100}$$

Середнє значення площі внутрішньої поверхні центрифуги, м^2:

$$F = 2\pi L_{\text{вн.}} r_{\text{сер}}$$

Швидкість руху суспензії у вертикальному напрямку, м/с:

$$w_L = \frac{V_{\text{сек}}}{F}$$

Час перебування суспензії в барабані центрифуги, с:

$$\tau_{\text{пер}} = L_{\text{вн.}}/w_L$$

Необхідна кількість центрифуг, одиниць:

$$n_{\text{ц}} = G_{\text{зад.}}/G_{\text{сек}}$$

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

Колова швидкість обертання барабана, м/с:

$$\omega = 2\pi R_{\text{вн}} n/60$$

Потужність на подолання інерції маси барабана, Вт:

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

де $G_{\text{б}}$ – маса ненавантаженого барабана фільтраційної центрифуги, кг:

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

де $\rho_{\text{н.с.}}$ – густина матеріалу, з якого виконано барабан центрифуги (зазвичай використовують нержавіючу сталь із $\rho_{\text{н.с.}} = 7900$ кг/м^3);

S – товщина стінки барабана ценрифуги, що визначається з умов міцності та стійкості та залежить матеріалу, з якого виготовлено барабан та діаметру (у даному випадку прийняти, що S=20 мм).

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

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

Потужність, що витрачається на подолання тертя вала у підшипниках, Вт:

$$N_3 = fgG_{\text{заг.}}\omega_{\text{в,}}$$

де $f = 0.07 \div 0{,}1$ – коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках;

$G_{заг.} = 700$ кг – загальна маса всіх обертових частин центрифуги разом із завантаженим у неї матеріалом;

$\omega_{в,} = \pi d_в n/60$ – колова швидкість обертання цапфи вала, м/с;

$d_в = 0.06$ м – діаметр вала.

Потужність, що витрачається на тертя барабана з повітрям, Вт:

$$N_4 = 10^{-8} R_{вн}{}^5 n^3$$

Потужність електродвигуна в пусковий період, Вт:

$$N_п = N_1 + N_2 + N_3 + N_4$$

Потужність електродвигуна центрифуги, Вт:

$$N_{д.ц.} = N_п/0.9$$

Затрати потужності на одиницю готового продукту, Вт/кг:

$$J = N_{д.ц.}/G_2$$

6.7.4. Приклад програми розрахунку центрифуги відстійного типу в *Mathcad*

1. *Вхідні дані:*

Густина маточної рідини:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_р := 986$

Густина твердих частинок:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_т := 2570$

Динамічна в'язкість маточної рідини:

Па·с $\mu_р := 2.48 \cdot 10^{-3}$

Масові витрати суспензії, що надходить:

$\frac{кг}{год}$ $G_1 := 2300$

Масовий відсоток вологи до центрифугування:

% $U_1 := 70$

Масовий відсоток вологи після центрифугування:

% $U_2 := 29$

Розмір твердих частинок:

м $d := 31 \cdot 10^{-6}$

Внутрішній діаметр барабана:

м $D_{вн} := 0.8$

Необхідний фактор розділення:

$\Phi_p := 1500$

Фактор форми твердих частинок:

$\psi := 0.58$

Розрахунки:

2. Матеріалький баланс по твердій фазі:

$$\frac{кг}{год} \quad G_1 \cdot \left(100 - \frac{U_1}{100}\right) = G_2 \cdot \left(100 - \frac{U_2}{100}\right)$$

З матеріального балансу маса осаду після цетрифугування:

$$\frac{кг}{год} \quad G_2 := G_1 \cdot \frac{(100 - U_1)}{100 - U_2} = 2300 \cdot \frac{100 - 70}{100 - 29} = 971.831$$

3. Внутрішній радіус барабана (ротора) центрифуги:

$$м \quad R_{вн} := \frac{D_{вн}}{2} = \frac{0.8}{2} = 0.4$$

4. Довжина внутрішньої сторони барабана центрифуги:

$$м \quad L_{вн} := 0.5 \cdot D_{вн} = 0.5 \cdot 0.8 = 0.4$$

5. Повний об'єм барабана центрифуги:

$$м^3 \quad V_б := \pi \cdot R_{вн}^2 \cdot L_{вн} = 3.14 \cdot 0.4^2 \cdot 0.4 = 0.201$$

6. Внутрішній радіус шару матеріалу в роторі (барабані центрифуги) при 50%-му завантажені:

$$м \quad r_1 := \sqrt{\frac{\left(\pi \cdot R_{вн}^2 \cdot L_{вн} - 0.5 \cdot V_б\right)}{\pi \cdot L_{вн}}} = \sqrt{\frac{3.14 \cdot 0.4^2 \cdot 0.4 - 0.5 \cdot 0.201}{3.14 \cdot 0.4}} = 0.283$$

7. Об'єм шару матеріалу в роторі при 50%-му завантажені:

$$м^3 \quad V_c := \pi\left(R_{вн}^{\ 2} - r_1^{\ 2}\right)\cdot L_{вн} = 3.14\cdot\left(0.4^2 - 0.283^2\right)\cdot 0.4 = 0.1$$

8. Середній радіус шару суспензії в роторі:

$$м \quad r_{сер} := \frac{R_{вн} + r_1}{2} = \frac{0.4 + 0.283}{2} = 0.342$$

9. Частота обертання барабана центрифуги:

$$\frac{об}{хв} \quad n := \sqrt{\frac{\left(\Phi_p\cdot 900\right)}{r_{сер}}} = \sqrt{\frac{1500\cdot 900}{0.342}} = 1.987\times 10^3$$

10. Колова лінійна швидкість обертання ротора:

$$\frac{м}{с} \quad w := \frac{2\cdot\pi\cdot n\cdot r_{сер}}{60} = \frac{2\cdot 3.14\cdot 1.987\cdot 10^3\cdot 0.342}{60} = 71.127$$

11. Відцентрова сила, що діє на тверді частинки:

$$\frac{кг\cdot м}{c^2} \quad C := \frac{\frac{\pi\cdot d^3}{6}\cdot\rho_т\cdot w^2}{r_{сер}} = \frac{\frac{3.14\cdot\left(31\cdot 10^{-6}\right)^3}{6}\cdot 2570\cdot 71.127^2}{0.342} = 5.927\times 10^{-7}$$

12. Критерій Архімеда:

$$Ar := \frac{g\cdot d^3\left(\rho_т - \rho_p\right)}{\left(\frac{\mu_p}{\rho_p}\right)^2\cdot\rho_p} = \frac{9.81\cdot\left(31\cdot 10^{-6}\right)^3\cdot(2570 - 986)}{\left(\frac{2.48\cdot 10^{-3}}{986}\right)^2\cdot 986} = 0.074$$

$g \equiv 9.81$

13. Критерій архімеда, що враховує відцентрову силу:

$$Ar_в := Ar\cdot\Phi_p = 0.074\cdot 1500 = 111$$

14. Критерій Рейнольдса:

$$Re := \begin{cases} \frac{Ar\cdot\Phi_p}{18} & \text{if } Ar_в \le 36 \\ \left(\frac{Ar\cdot\Phi_p}{13.9}\right)^{\frac{1}{1.4}} & \text{if } 36 < Ar_в < 84000 \\ 1.71\cdot\sqrt{Ar\cdot\Phi_p} & \text{if } Ar_в \ge 84000 \end{cases} = \left(\frac{0.074\cdot 1500}{13.9}\right)^{\frac{1}{1.4}} = 4.411$$

15. Швидкість осадження в центрифузі:

$$\frac{м}{с} \qquad w_o := \frac{Re \cdot \mu_p}{d \cdot \rho_p} = \frac{4.411 \cdot 2.48 \cdot 10^{-3}}{31 \cdot 10^{-6} \cdot 986} = 0.358$$

16. Швидкість осадження твердих частинок з урахуванням їх фактора форми ψ:

$$\frac{м}{с} \qquad w_{ов} := \psi \cdot w_o = 0.58 \cdot 0.358 = 0.208$$

17. Тривалість процесу осадження:

$$с \qquad \tau_{ос} := \frac{R_{вн} \cdot r_1}{w_{ов}} = \frac{0.4 \cdot 0.283}{0.208} = 0.544$$

18. Час проведення допоміжних робіт:

$$с \qquad \tau_{доп} := \tau_п + \tau_з + \tau_г + \tau_р = 60 + 50 + 60 + 30 = 200$$

За дослідними даними:

час пуску, с - $\tau_п \equiv 60$

час завантаження, с - $\tau_з \equiv 50$

час гальмування, с - $\tau_г \equiv 60$

час розвантаження, с - $\tau_р \equiv 30$

19. Загальний час циклу центрифугування:

$$с \qquad \tau_ц := \tau_{ос} + \tau_{доп} = 0.544 + 200 = 200.544$$

20. Об'єм суспензії в барабані центрифуги:

$$м^3 \qquad V_{c1} := \pi \cdot \left(R_{вн}^2 - r_1^2\right) \cdot L_{вн} = 3.14 \cdot \left(0.4^2 - 0.283^2\right) \cdot 0.4 = 0.1$$

21. Об'ємна продуктивність однієї центрифуги:

$$\frac{м^3}{с} \qquad V_{сек} := \frac{V_{c1}}{\tau_ц} = \frac{0.1}{200.544} = 4.986 \times 10^{-4}$$

22. Густина суспензії:

$$\frac{кг}{м^3} \qquad \rho_c := \rho_т \cdot \frac{100 - U_1}{100} + \rho_р \cdot \frac{U_1}{100} = 2570 \cdot \frac{100 - 70}{100} + 986 \cdot \frac{70}{100} = 1.461 \times 10^3$$

23. Масова продуктивність однієї центрифуги:

$$\frac{кг}{с} \qquad G_{сек} := V_{сек} \cdot \rho_c = 4.986 \cdot 10^{-4} \cdot 1.461 \cdot 10^3 = 0.728$$

24. Середнє значення площі внутрішньої поверхні центрифуги:

$$м^2 \qquad F := 2 \cdot \pi \cdot L_{вн} \cdot r_{сер} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.4 \cdot 0.342 = 0.859$$

25. Швидкість руху суспензії у вертикальному напрямку:

$$\frac{м}{с} \qquad w_L := \frac{V_{сек}}{F} = \frac{4.986 \cdot 10^{-4}}{0.859} = 5.804 \times 10^{-4}$$

25. Швидкість руху суспензії у вертикальному напрямку:

$$\frac{м}{с} \quad w_L := \frac{V_{сек}}{F} = \frac{4.986 \cdot 10^{-4}}{0.859} = 5.804 \times 10^{-4}$$

26. Час перебування суспензії в барабані центрифуги:

$$с \quad \tau_{пер} := \frac{L_{вн}}{w_L} = \frac{0.4}{5.804 \cdot 10^{-4}} = 689.18$$

27. Необхідна кількість центрифуг, одиниць:

$$n_ц := \frac{G_1}{3600 \cdot G_{сек}} = \frac{2300}{3600 \cdot 0.728} = 0.878$$

Приймаємо цілу кількість центрифуг, одиниць:

$$n_{ц.} := ceil(n_ц) = ceil(0.878) = 1$$

28. Колова швидкість обертання барабана:

$$\frac{м}{с} \quad \omega := 2 \cdot \pi \cdot R_{вн} \cdot \frac{n}{60} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.4 \cdot \frac{1.987 \cdot 10^3}{60} = 83.189$$

29. Маса ненавантаженого барабана фільтраційної центрифуги:

Коефіцієнт перфорації барабана фільтраційної центрифуги: $\varphi_б := 0.5$

Товщина стінки барабана фільтраційної центрифуги: $S := 20 \cdot 10^{-3}$

Густина матеріалу барабана фільтраційної центрифуги: $\rho_{н.с.} := 7900$

$$кг \quad G_б := \rho_{н.с.} \cdot \varphi_б \cdot \left[\frac{\pi}{4} \cdot (D_{вн} + 2 \cdot S)^2 \cdot (L_{вн} + 2 \cdot S) - V_б\right] = 168.721$$

29. Потужність на подолання інерції маси барабана:

$$Вт \quad N_1 := \frac{G_б \cdot \omega^2}{2 \cdot \tau_п} = \frac{168.721 \cdot 83.189^2}{2 \cdot 60} = 9.73 \times 10^3$$

30. Потужність, що витрачається на подолання сил інерції маси матеріалу:

$$Вт \quad N_2 := \frac{V_б \cdot \rho_c \cdot \omega^2}{4 \cdot \tau_п} = \frac{0.201 \cdot 1.461 \cdot 10^3 \cdot 83.189^2}{4 \cdot 60} = 8.468 \times 10^3$$

31. Колова швидкість обертання цапфи вала:

$$\frac{м}{с} \quad \omega_в := \pi \cdot d_{вала} \cdot \frac{n}{60} = 3.14 \cdot 60 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1.987 \cdot 10^3}{60} = 6.239$$

де $d_{вала} \equiv 60 \cdot 10^{-3}$ діаметр вала, м.

32. Потужність, що витрачається на подолання тертя вала у підшипниках:

Коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках: $f := 0.10$

Вт $N_3 := f \cdot g \cdot G_1 \cdot \omega_в = 0.10 \cdot 9.81 \cdot 2300 \cdot 6.239 = 1.408 \times 10^4$

33. Потужність, що витрачається на тертя барабана з повітрям, Вт:

Вт $N_4 := 10^{-8} \cdot R_{вн}{}^5 \cdot n^3 = 10^{-8} \cdot 0.4^5 \cdot \left(1.987 \cdot 10^3\right)^3 = 0.803$

34. Потужність елекродвигуна в пусковий період, Вт:

Вт $N_п := N_1 + N_2 + N_3 + N_4 = 9730 + 8468 + 14080 + 0.803 = 3.228 \times 10^4$

34. Потужність електродвигуна центрифуги, Вт:

Вт $N_{дц} := \frac{N_п}{0.9} = \frac{32280}{0.9} = 3.587 \times 10^4$

35. Затрати енергії на одиицю готового продукту, Вт/кг:

$\frac{Вт}{кг}$ $J := \frac{N_{дц}}{G_2} = \frac{35870}{971.831} = 36.91$

6.7.5. Контрольні запитання

1. У чому полягає фізична модель розділення у полі дії відцентрових сил та як вона реалізується у центрифукгах відстійного типу?
2. У яких галузях промисловості найчастіше можуть застосовуватися центрифуги відстійного типу?
3. Яка конструкція центрифуги відстійного типу?
4. Від чого залежить продуктивність центрифуги відстійного типу?
5. Від чого залежать та як визначаються витрати енергії при роботі центрифуги у пусковий та робочий періоди?
6. Які переваги мають центрифуги відстійного типу у порівнянні з іншими типами обладнання для розділення рідких фаз?
7. Як впливає швидкість обертання барабана на ефективність розділення у центрифузі відстійного типу?
8. Що таке фактор розділення і як його визначити для центрифуг відстійного типу?

9. Від чого залежать та як визначаються витрати енергії при роботі центрифуги у пусковий та робочий період?

10. Які фактори впливають на якість розділення у центрифузах відстійного типу?

11. Як здійснюється очищення центрифуги відстійного типу після завершення процесу фільтрації?

12. Які типові проблеми можуть виникати при використанні центрифуг відстійного типу і як їх усувати?

13. Що впливає на ефективність роботи центрифуг відстійного типу?

14. Які переваги та недоліки застосування центрифуг відстійного типу у порівнянні з іншими методами розділення суспензій?

6.8. РОЗРАХУНОК ЦЕНТРИФУГИ ФІЛЬТРУЮЧОГО ТИПУ

6.8.1. Теоретичні відомості

Якщо центрифуги працюють як фільтри, рисунок 6.35, то барабан центрифуги перфорований. Стінки барабана покриваються з внутрішньої сторони фільтруючою тканиною. Тверді частки залишаються на фільтрувальній перегородці, а рідка фаза проходить через осад і, через пори фільтруючої перегородки, виходить назовні.

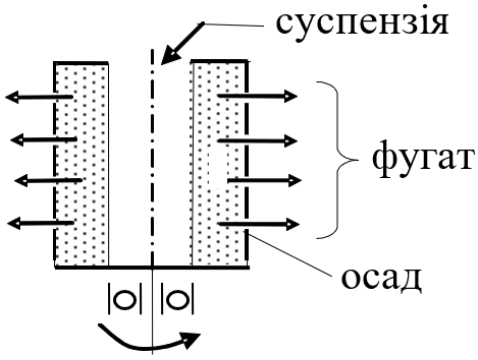


Рисунок 6.35. Схема роботи фільтруючої центрифуги

У фільтрі проходить тільки процес осадження частинок, а в центрифузі після осадження відбувається додатково ще два інших процеси: осадження часток; ущільнення осаду під дією відцентрових сил та видалення рідкої фази з пор осаду.

Отже, у фільтруючих центрифугах вологість осаду буде менше, ніж у фільтрах.

Залишкова вологість осаду також визначається типом центрифуги. У відстійних центрифугах вологість осаду більше, ніж у фільтруючих і може доходити до 70%. Вологість осаду суттєво залежить від структури осаду. Так в крупнокристалічних матеріалах кінцева вологість осаду становить 1÷3%, а у тонкодисперсних – 40%.Вологість осаду в центрифугах суттєво впливає на продуктивність центрифуги, що випливає із загального рівняння матеріального балансу процесу.

Існує багато типів фільтрувальних тканин, які можуть використовуватися для фільтрування рідин у фільтруючих центрифугах. Найбільш поширені типи фільтрувальних тканин для центрифуг фільтруючого типу наведено в таблиці 6.1.

Таблиця 6.1. Основні характеристики фільтрувальних тканин

Характеристика	**Фільтрувальні тканини на основі:**					
	нейлону	**поліестеру**	**поліпропілену**	**вуглецевих волокон**	**фторполімеру**	**скла**
Товщина, мкм	50-500	25-200	15-150	20-100	20-200	0.5-2
Ширина, мм	100-500					
Максимальна температура, °С	120	150	90	150-200	260	500
Міцність на розрив, Н/см	60-200	100-300	70-250	100-400	60-200	500-1000
Приникність, л/м^2/хв	10-50	10-30	10-25	5-20	10-20	10-30
Розмір пор, мкм	5-50	1-50	1-100	1-50	0.2-40	1-50
Хімічна стійкість до	більшості органічних розчинників та кислот					кислот та лугів
Може бути розчинена в	сильних лугах	сильних лугах	сильних лугах	сильних лугах	алкаліях	розчинниках кислотного середовища, таких як HF і H_2SO_4.

Вибір конкретного типу тканини залежить від характеристик рідини, яку необхідно фільтрувати, а також від умов фільтрації, таких як тиск, температура та кількість забруднень.

Характеристики та області застосування найбільш поширених типів фільтрувальних тканин для центрифуг фільтруючого типу, відповідно до таблиці 6.1:

– тканини на основі нейлону – мають високу проникність та витривалість, і часто використовуються для фільтрування високов'язких рідин;

– тканини на основі поліестеру – ці тканини дуже міцні та стійкі до розриву, що дозволяє їм бути використаними для фільтрування рідин з високим тиском;

– тканини на основі поліпропілену – мають високу хімічну стійкість та можуть бути використані для фільтрування агресивних рідин;

– тканини з вуглецевих волокон – мають високу ефективність у видаленні мікроорганізмів та інших забруднювачів з рідин;

– тканини на основі фторополімеру – мають високу хімічну стійкість та можуть бути використані для фільтрування агресивних рідин з високою температурою;

– тканини на основі скла – ці тканини мають високу хімічну стійкість та можуть бути використані для фільтрування рідин з високими температурами.

6.8.2. Огляд конструкцій фільтруючих центрифуг

Трьохколонна центрифуга.

Трьохколонна центрифуга, рисунок 6.36, з верхнім вивантаженням осаду (типу ТВ чи ОТВ) забезпечується перфорованим чи суцільним барабаном діаметром 600, 800 і 1000 мм.

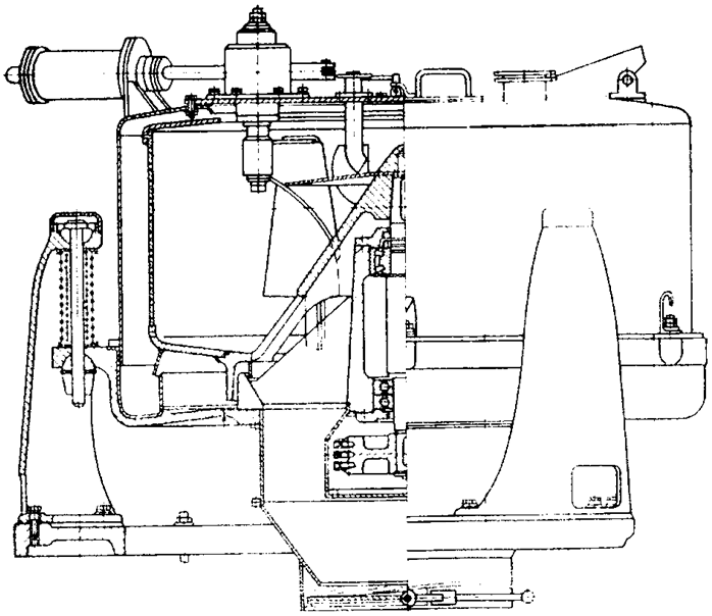


Рисунок 6.36. Трьохколонна центрифуга.

Найбільше значення фактора розділення Фр = 800÷965. Ці центрифуги застосовують для виділення з рідини механічних домішок і розділення середніх і грубих суспензій, які потребують довготривалого центрифугування.

До основних недоліків слід віднести важку ручну працю, пов’язану із вивантаженням осаду, важкодоступність до підшипників і гальма, розташованих під барабаном. Ці недоліки в якійсь мірі усунуті в трьохколонній центрифузі з

нижнім вивантаженням осаду. Барабан цих центрифуг виконаний із суцільними вертикальними перегородками, які виключають можливість руху рідкої фази відносно стінок барабану і споряджений розподільним конусом, призначеним для розподілення суспензії у напрямку руху її до днища барабану.

Більш нові конструкції цих машин споряджені скребками для вивантаження осаду. Механізм керування скребками розташований вертикально або горизонтально. Скребки скеровуються пневматичним або гідравлічним пристроєм здійснюючи його радіально-поворотну подачу. Осад зрізається при зменшенні частоти обертання барабана до 50÷100 об/хв, подається донизу і відцентровою силою викидається з барабана через вікна в барабані і збирається на дні станини, покритому нерухомим кожухом, звідки видаляється для подальшої обробки. Осад, що утворився на стінках ротора видаляється (лопаткою) після відкриття кришки кожухів. Ці центрифуги відрізняються невеликою висотою і стійкістю.

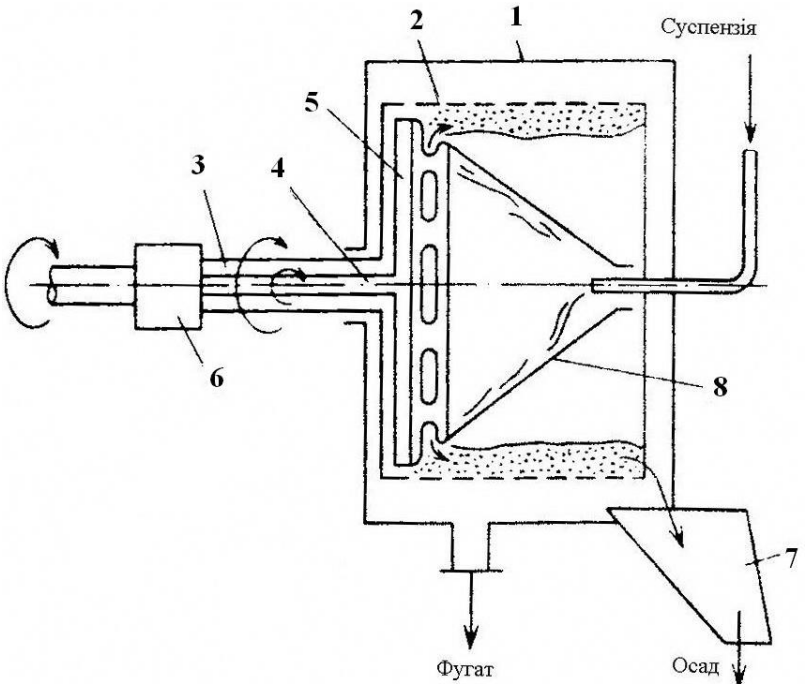
Центрифуга з пульсуючим поршнем для вивантаження осаду.

Ці апарати відносяться до фільтруючих центрифуг безперервної дії з горизонтальним барабаном, наведена на рисунку 6.37.

Суспензія надходить в конічну лійку 8, яка обертається з тою частотою, що і перфорований барабан 2. Суспензія набуває обертового руху і відкидається через отвори у лійці на фільтруючу перегородку в зоні перед поршнем 5. Під дією відцентрової сили рідка фаза (фугат) проходить через фільтруючу перегородку і перфорований барабан до корпусу 1 і видаляється з нього через штуцер, який розташований в нижній його частині. Тверда фаза утворює осад на фільтруючій перегородці, який періодично переміщається до краю барабана під час руху поршня вправо приблизно на 0,1 довжини барабана.

Таким чином, за кожний хід поршня з барабана до кожуха виштовхується частина осаду, яка в подальшому видаляється з центрифуги по жолобу. Поршень закріплено на валу-штоці 4, який знаходиться всередині пустотілого валу 3, і з’єднаний з пристроєм 6, який надає йому обертальний та зворотно-

поступальний рух. барабан обертається за допомогою пустотілого вала 3. Частота обертів поршня та барабан однакова.



1 – корпус; 2 – перфорований барабан; 3 – пустопорожній вал; 4 – вал-шток; 5 – поршень-штовхач; 6 – пристрій, що надає обертовий і зворотно-поступальний рух; 7 – жолоб; 8 – конічна лійка

Рисунок 6.37. Фільтруюча центрифуга безперервної дії з пульсуючим вивантаженням осаду

Ця центрифуга більш продуктивна ніж періодичної дії. Але має додаткові витрати енергії, пов'язані з роботою поршня. Окрім того, в період після видалення осаду якість фільтрації знижується, оскільки процес здійснюється тільки на фільтруючій перегородці (без шару осаду).

6.8.3. Методика розрахунку центрифуги фільтруючого типу

***<u>Вихідні дані до розрахунку</u>*:**

Густина маточної рідини, кг/м^3 $\rho_р$;

Густина твердих частинок, кг/м^3 $\rho_т$;

Динамічна в'язкість маточної рідини, Па·с $\mu_р$;

Маса суспензії, що надходить, кг	G_1;
Масова частка вологи до центрифугування, %	U_1;
Масова частка вологи після центрифугування, %	U_2
Розмір твердих частинок, мкм	d;
Внутрішній діаметр барабана, м	$D_{вн}$;
Маса ненавантаженого барабана, кг	$G_б$;
Необхідний фактор розділення	Фр.

Завдання та значення вихідних даних наведено до розрахунку наведено у пункті Д.6.1.7 додатку 6.1. Розрахункову схему центрифуги фільтруючого типу наведено на рисунку 6.38.

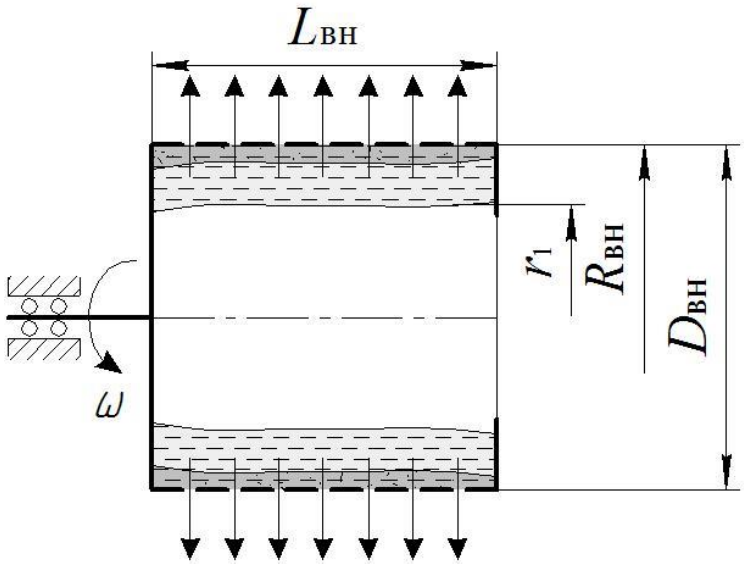


Рисунок 6.38. Розрахункова схема центрифуги фільтруючого типу

Матеріальний баланс по твердій фазі:

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

З матеріального балансу маса осаду після центрифугування, кг:

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

Повний об’єм барабана центрифуги, м^3:

$$V_б=\pi R_{вн}{}^2 L_{вн.}$$

де $R_{вн}$ – внутрішній радіус барабана;

$L_{вн}$=0.5 $D_{вн}$ – довжина внутрішньої сторони барабана центрифуги, м.

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

$$r_1 = \sqrt{\frac{\pi {R_{вн}}^2 L_{вн} - 0.5V_б}{\pi L_{вн}}}$$

Об'єм суспензії в барабані, м^3:

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

Середній радіус шару суспензії в роторі, м:

$$r_{сер} = \frac{R_{вн} + r_1}{2}$$

Частота обертання барабана центрифуги, об./хв.:

$$n = \sqrt{\frac{\Phi_р 900}{r_{сер}}}$$

Колова швидкість обертання ротора, м/с:

$$w = 2\pi r_{сер}\frac{n}{60}$$

Відцентрова сила, що діє на тверді частинки:

$$C = \frac{mw^2}{r_{сер}}$$

де m=(πd^3/6)$\rho_т$ – маса твердої частинки осаду.

Критерій Архімеда, що враховує відцентрову силу:

$$Ar_в = Ar \cdot Фр = \frac{d^3}{\nu_р^2}\left(\frac{\rho_т - \rho_р}{\rho_р}\right)\frac{w^2}{r_{сер}},$$

де $\nu_р = \frac{\mu}{\rho_р}$ – кінематична в'язкість маточної рідини, м^2/с.

Критерій Рейнольдса:

При $Ar_в < 36$ – ламінарний режим руху: $Re = \frac{Ar_в}{18}$.

При $36 \le \mathrm{Ar_в} \le 84000$ перехідний режим руху: $\mathrm{Re} = \left(\frac{\mathrm{Ar_в}}{13{,}9}\right)^{\frac{1}{1{,}4}}$.

При $84000 < \mathrm{Ar_в}$: $\mathrm{Re} = 1{,}71\sqrt{\mathrm{Ar_в}}$.

Швидкість осадження в центрифузі, м/с:

$$W_{\text{ов}} = \frac{\mathrm{Re}\,\nu_{\text{р}}}{d}$$

Перепад тиску (рушійна сила), Па:

$$\Delta P = \frac{\rho_{\text{р}}\omega^2}{2}(R_{\text{вн}}^2 - r_1^2)$$

де ω – колова швидкість обертання барабана, м/с:

$$\omega = \frac{2\pi n R_{\text{вн}}}{60}$$

Середнє значення площі поверхні фільтрації центрифуги, м^2:

$$F = 2\pi L_{\text{вн.}}\frac{R_{\text{вн}} + r_1}{2}$$

Об'єм фільтрату, м^3:

$$V_{\text{ф}} = G_1\frac{U_1}{100\rho_{\text{р}}}$$

Об'єм осаду, м^3:

$$V_{\text{ос}} = G_2/\rho_{\text{т}}$$

Об'єм осаду, що утворюється при проходженні 1 м^3 фільтрату:

$$x = V_{\text{ос}}/V_{\text{ф}}$$

Висота шару осаду, м:

$$l = \frac{V_{\text{ф}}x}{F}$$

Час фільтрації, с:

$$\tau_{\text{ф}} = \frac{xR_{\text{осаду}}}{2\Delta P}\left(\frac{V_{\text{ф}}}{F}\right)^2 + \frac{R_{\text{ф.т.}}}{\Delta P}\frac{V_{\text{ф}}}{F}$$

За дослідними даними період пуску – $\tau_{\text{п}}$ =1.5 хв.; період гальмування – $\tau_{\text{г}}$ =1 хв.; період розвантаження – $\tau_{\text{р}}$ = 0.5 хв.

Тоді загальний час циклу центрифугування, с:

$$\sum\tau = \tau_{\text{ф}} + \tau_{\text{п}} + \tau_{\text{г}} + \tau_{\text{р}}$$

Потужність на подолання інерції маси барабана, Вт:

$$N_1 = \frac{G_б \omega^2}{2\tau_п}$$

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

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

де $\rho_{н.с.}$ – густина матеріалу, з якого виконано барабан центрифуги (зазвичай використовують нержавіючу сталь із $\rho_{н.с.} = 7900$ кг/м^3);

$\varphi_б$ – коефіцієнт перфорації барабана центрифуги;

S – товщина стінки барабана ценрифуги, що визначається з умов міцності та стійкості та залежить матеріалу, з якого виготовлено барабан, параметрів його перфорації та діаметру (у даному випадку прийняти, що S=20 мм).

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

$$N_2 = \frac{V_б \rho_с \omega^2}{4\tau_п}$$

Потужність, що витрачається на подолання тертя вала у підшипниках, Вт:

$$N_3 = f g G_1 \omega_{в,}$$

де $f = 0.07 \div 0{,}1$ – коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках;

$G_{заг.} = 700$ кг – загальна маса всіх обертових частин центрифуги разом із завантаженим у неї матеріалом;

$\omega_{в,} = \pi d_в n/60$ – колова швидкість обертання цапфи вала, м/с;

$d_в = 0.06$ м – діаметр вала.

Потужність, що витрачається на тертя барабана з повітрям, Вт:

$$N_4 = 10^{-8} {R_{вн}}^5 n^3$$

Потужність електродвигуна в пусковий період, Вт:

$$N_п = N_1 + N_2 + N_3 + N_4$$

Потужність електродвигуна центрифуги, Вт:

$$N_{д.ц.} = N_п/0.9$$

Затрати енергії на одиницю (кг) готового продукту, Вт/кг:

$$J = N_{д.ц.}/G_2$$

6.8.4. Приклад програми розрахунку центрифуги фільтруючого типу в *Mathcad*

1. *Вхідні дані:*

Густина маточної рідини:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_р := 986$

Густина твердих частинок:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_т := 2570$

Динамічна в'язкість маточної рідини:

Па·с $\mu_р := 2.48 \cdot 10^{-3}$

Масові витрати суспензії, що надходить:

$\frac{кг}{год}$ $G_1 := 2300$

Масовий відсоток вологи до центрифугування:

% $U_1 := 70$

Масовий відсоток вологи після центрифугування:

% $U_2 := 29$

Розмір твердих частинок:

м $d := 31 \cdot 10^{-6}$

Внутрішній діаметр барабана:

м $D_{вн} := 0.8$

Необхідний фактор розділення:

$\Phi_р := 1500$

Питомий опір осаду:

$\frac{м}{кг}$ $R_{осаду} := 7.6 \cdot 10^6$

Питомий опір фільтрувальної тканини:

$\frac{м}{кг}$ $R_{ф.т.} := 4.1 \cdot 10^6$

Розрахунки:

2. Матеріалький баланс по твердій фазі:

$$\frac{кг}{год} \quad G_1 \cdot \left(100 - \frac{U_1}{100}\right) = G_2 \cdot \left(100 - \frac{U_2}{100}\right)$$

З матеріального балансу маса осаду після цетрифугування:

$$\frac{кг}{год} \quad G_2 := G_1 \cdot \frac{(100 - U_1)}{100 - U_2} = 2300 \cdot \frac{100 - 70}{100 - 29} = 971.831$$

3. Внутрішній радіус барабана (ротора) центрифуги:

$$м \quad R_{вн} := \frac{D_{вн}}{2} = \frac{0.8}{2} = 0.4$$

4. Довжина внутрішньої сторони барабана центрифуги:

$$м \quad L_{вн} := 0.5 \cdot D_{вн} = 0.5 \cdot 0.8 = 0.4$$

5. Повний об'єм барабана центрифуги:

$$м^3 \quad V_б := \pi \cdot R_{вн}^{\ 2} \cdot L_{вн} = 3.14 \cdot 0.4^2 \cdot 0.4 = 0.201$$

6. Внутрішній радіус шару матеріалу в роторі (барабані центрифуги) при 50%-му завантажені:

$$м \quad r_1 := \sqrt{\frac{\left(\pi \cdot R_{вн}^{\ 2} \cdot L_{вн} - 0.5 \cdot V_б\right)}{\pi \cdot L_{вн}}} = \sqrt{\frac{3.14 \cdot 0.4^2 \cdot 0.4 - 0.5 \cdot 0.201}{3.14 \cdot 0.4}} = 0.283$$

7. Об'єм шару матеріалу в роторі при 50%-му завантажені:

$$м^3 \quad V_c := \pi\left(R_{вн}^{\ 2} - r_1^{\ 2}\right) \cdot L_{вн} = 3.14 \cdot \left(0.4^2 - 0.283^2\right) \cdot 0.4 = 0.1$$

8. Середній радіус шару суспензії в роторі:

$$м \quad r_{сер} := \frac{R_{вн} + r_1}{2} = \frac{0.4 + 0.283}{2} = 0.342$$

9. Частота обертання барабана центрифуги:

$$\frac{об}{хв} \quad n := \sqrt{\frac{\left(\Phi_p \cdot 900\right)}{r_{сер}}} = \sqrt{\frac{1500 \cdot 900}{0.342}} = 1.987 \times 10^3$$

10. Колова лінійна швидкість обертання ротора:

$$\frac{м}{с} \quad w := 2 \cdot \pi \cdot r_{сер} \cdot \frac{n}{60} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.342 \cdot \frac{1987}{60} = 71.127$$

11. Відцентрова сила, що діє на тверді частинки:

$$\frac{кг \cdot м}{c^2} \quad C := \frac{\frac{\pi \cdot d^3}{6} \cdot \rho_т \cdot w^2}{r_{сер}} = \frac{\frac{3.14 \cdot \left(31 \cdot 10^{-6}\right)^3}{6} \cdot 2570 \cdot 71.127^2}{0.342} = 5.927 \times 10^{-7}$$

12. Критерій Архімеда, що враховує відцентрову

$$Ar_в := \frac{d^3\left(\rho_т - \rho_p\right)}{\left(\frac{\mu_p}{\rho_p}\right)^2 \cdot \rho_p} \cdot \frac{w^2}{r_{сер}} = \frac{\left(31 \cdot 10^{-6}\right)^3 \cdot (2570 - 986)}{\left(\frac{2.48 \cdot 10^{-3}}{986}\right)^2 \cdot 986} \cdot \frac{71.127^2}{0.342} = 111.907$$

$g \equiv 9.81$

13. Критерій Рейнольдса:

$$Re := \begin{cases} \frac{Ar_в}{18} & \text{if } Ar_в \le 36 \\ \left(\frac{Ar_в}{13.9}\right)^{\frac{1}{1.4}} & \text{if } 36 < Ar_в < 84000 \\ 1.71 \cdot \sqrt{Ar_в} & \text{if } Ar_в \ge 84000 \end{cases} = \left(\frac{111.907}{13.9}\right)^{\frac{1}{1.4}} = 4.436$$

14. Швидкість осадження в центрифузі:

$$\frac{м}{c} \quad w_{ов} := \frac{Re \cdot \mu_p}{d \cdot \rho_p} = \frac{4.436 \cdot 2.48 \cdot 10^{-3}}{31 \cdot 10^{-6} \cdot 986} = 0.36$$

15. Колова швидкість обертання барабана:

$$\frac{м}{c} \quad \omega := 2 \cdot \pi \cdot R_{вн} \cdot \frac{n}{60} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.4 \cdot \frac{1987}{60} = 83.189$$

16. Перепад тиску (рушійна сила):

$$Па \quad \Delta P := \frac{\rho_p \cdot \omega^2}{2}\left(R_{вн}^2 - r_1^2\right) = \frac{986 \cdot 83.189^2}{2} \cdot \left(0.4^2 - 0.283^2\right) = 2.726 \times 10^5$$

17. Середнє значення площі поверхні фільтрації центрифуги:

$$м^2 \quad F := 2 \cdot \pi \cdot L_{вн} \cdot \frac{R_{вн} - r_1}{2} = 2 \cdot 3.14 \cdot 0.4 \cdot \frac{0.4 - 0.283}{2} = 0.147$$

18. Об'єм фільтрату:

$$\frac{м^3}{с} \quad V_ф := G_1 \cdot \frac{U_1}{100 \cdot \rho_р} = 2300 \cdot \frac{70}{100 \cdot 986} = 1.633$$

19. Об'єм осаду:

$$\frac{м^3}{с} \quad V_{ос} := \frac{G_2}{\rho_т} = \frac{971.831}{2570} = 0.378$$

20. Об'єм осаду, що утворюється при проходженні 1 м3 фільтрату:

$$м^3 \quad x := \frac{V_{ос}}{V_ф} = \frac{0.378}{1.633} = 0.231$$

21. Висота шару осаду:

$$м^3 \quad l := \frac{V_ф \cdot x}{F} = \frac{1.633 \cdot 0.231}{0.147} = 2.566$$

22. Час фільтрації:

$$с \quad \tau_ф := \frac{x \cdot R_{осаду}}{2 \cdot \Delta P} \cdot \left(\frac{V_ф}{F}\right)^2 + \frac{R_{ф.т.}}{\Delta P} \cdot \frac{V_ф}{F} = 564.462$$

23. Загальний час циклу центрифугування:

$$с \quad \tau_ц := \tau_ф + \tau_п + \tau_г + \tau_р = 564.462 + 90 + 60 + 30 = 744.462$$

За дослідними даними:

час пуску, с - $\tau_п \equiv 1.5 \cdot 60 = 90$

час гальмування, с - $\tau_г \equiv 1 \cdot 60 = 60$

час розвантаження, с - $\tau_р \equiv 0.5 \cdot 60 = 30$

24. Маса ненавантаженого барабана фільтраційної центрифуги:

Коефіцієнт перфорації барабана фільтраційної центрифуги: $\varphi_б := 0.5$

Товщина стінки барабана фільтраційної центрифуги: $S := 20 \cdot 10^{-3}$

Густина матеріалу барабана фільтраційної центрифуги: $\rho_{н.с.} := 7900$

$$кг \quad G_б := \rho_{н.с.} \cdot \varphi_б \cdot \left[\frac{\pi}{4} \cdot \left(D_{вн} + 2 \cdot S\right)^2 \cdot \left(L_{вн} + 2 \cdot S\right) - V_б\right] = 168.721$$

25. Потужність на подолання інерції маси барабана:

$$\text{Вт} \quad N_1 := \frac{G_б \cdot \omega^2}{2 \cdot \tau_п} = \frac{168.721 \cdot 83.189^2}{2 \cdot 90} = 6.487 \times 10^3$$

26. Густина суспензії:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_c := \rho_т \cdot \frac{100 - U_1}{100} + \rho_р \cdot \frac{U_1}{100} = 2570 \cdot \frac{100 - 70}{100} + 986 \cdot \frac{70}{100} = 1.461 \times 10^3$$

27. Потужність, що витрачається на подолання сил інерції маси матеріалу:

$$\text{Вт} \quad N_2 := \frac{V_б \cdot \rho_c \cdot \omega^2}{4 \cdot \tau_п} = \frac{0.201 \cdot 1461 \cdot 83.189^2}{4 \cdot 90} = 5.645 \times 10^3$$

28. Колова швидкість обертання цапфи вала:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \omega_в := \pi \cdot d_{вала} \cdot \frac{n}{60} = 3.14 \cdot 60 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1987}{60} = 6.239$$

де $d_{вала} \equiv 60 \cdot 10^{-3}$ діаметр вала, м.

29. Потужність, що витрачається на подолання тертя вала у підшипниках:

Коефіцієнт тертя вала ротора у підшипниках: $f := 0.10$

$$\text{Вт} \quad N_3 := f \cdot g \cdot G_1 \cdot \omega_в = 0.10 \cdot 9.81 \cdot 2300 \cdot 6.239 = 1.408 \times 10^4$$

30. Потужність, що витрачається на тертя барабана з повітрям, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_4 := 10^{-8} \cdot R_{вн}^{\ 5} \cdot n^3 = 10^{-8} \cdot 0.4^5 \cdot 1987^3 = 0.803$$

31. Потужність елекродвигуна в пусковий період, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_п := N_1 + N_2 + N_3 + N_4 = 6.487 \cdot 10^3 + 5645 + 14080 + 0.803 = 2.621 \times 10^4$$

32. Потужність електродвигуна центрифуги, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_{дц} := \frac{N_п}{0.9} = \frac{26210}{0.9} = 2.912 \times 10^4$$

33. Затрати потужності на одиицю готового продукту, Вт/кг:

$$\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \quad J := \frac{N_{дц}}{G_2} = \frac{29120}{971.831} = 29.964$$

6.8.5. Контрольні запитання

1. У чому полягає фізична сутність процесу фільтрації?
2. У чому полягає фізична модель фільтрації у полі дії відцентрових сил та як вона реалізується у центрифукгах вфільтруючого типу?
3. У яких галузях промисловості найчастіше можуть застосовуватися центрифуги відстійного типу?
4. У чому полягає сутність роботи центрифуг фільтруючого типу?
5. Яку конструкцію мають центрифуги фільтруючого типу?
6. Від чого залежить продуктивність центрифуги фільтруючого типу?
7. Від чого залежать та як визначаються витрати енергії при роботі центрифуги у пусковий та робочий періоди?
8. Які переваги мають центрифуги фільтруючого типу у порівнянні з іншими типами обладнання для розділення рідких фаз?
9. Як впливає швидкість обертання барабана на ефективність розділення у центрифузі фільтруючого типу?
10. Який фізичний зміст фактора розділення і як його визначити для центрифуг фільтруючого типу?
11. Які фактори впливають на якість розділення у центрифузах фільтруючого типу?
12. Як здійснюється очищення центрифуги фільтруючого типу при періодичній та безперервній фільтрації?
13. Які типові проблеми можуть виникати при використанні центрифуг фільтруючого типу та як їх усувати?
14. Що впливає на ефективність роботи центрифуг фільтруючого типу?
15. Які переваги та недоліки застосування центрифуг фільтруючого типу у порівнянні з іншими методами розділення суспензій?

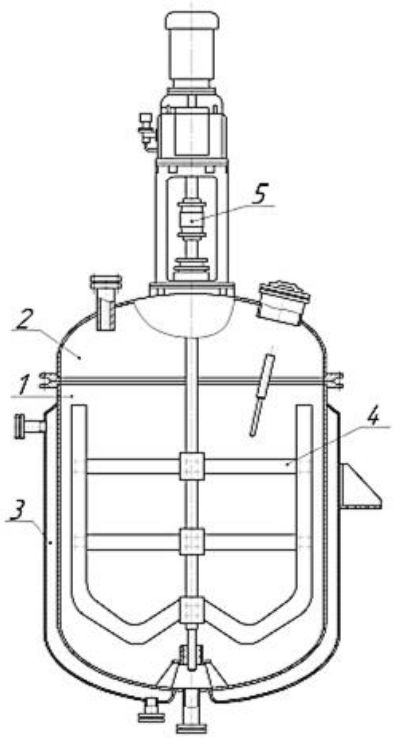
6.9. РОЗРАХУНОК РІДИННОЇ МІШАЛКИ

6.9.1. Теоретичні відомості

Перемішування широко використовується в хімічній промисловості для приготування суспензій, емульсій і розчинів, а також для інтенсифікації процесів масо- і теплообміну, завдяки безперервному оновленню поверхні взаємодії речовин.

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

Механічне перемішування здійснюється за допомогою мішалок, рисунок 6.39. Мішалка складається з однієї або декількох пар лопатей різної форми.



1 – корпус; 2 – кришка; 3 – рубашка; 4 – мішалка; 5 – привід мішалки

Рисунок 6.39. Апарат для перемішування рідин

Основними факторами, що характеризують роботу мішалок, є: витрати потужності та ефективність перемішування.

Ефективність перемішування є характеристикою якості процесу. У даний час цю якісну характеристику виражають по-різному, в залежності від технологічного призначення перемішування.

При застосуванні перемішування для інтенсифікації теплових, дифузійних і хімічних процесів ефективність перемішування можна характеризувати відношенням коефіцієнтів швидкості процесів при перемішуванні і без перемішування (відношення коефіцієнтів теплопередачі, масопередачі і відношення швидкостей реакції хімічного перетворення).

При застосуванні перемішування для отримання суспензії або емульсії ефективність перемішування можна характеризувати рівномірністю розподілу фаз у суспензії або емульсії. Нехай в апараті знаходяться рідина і дрібні тверді частинки. Позначимо через $V_р$ і $V_т$ об'єми відповідно рідини і твердих частинок в апараті, $\rho_р$ і $\rho_т$ – відповідно густина рідини і твердих часток.

Якщо в результаті перемішування досягнуто рівномірний розподіл твердих частинок по всьому об'єму рідини, то середній вміст твердих частинок в будь-якій пробі отриманої суміші, взятої з різних зон апарата, складе (у масових %):

$$x_с = \frac{100 V_т \rho_т}{V_р \rho_р + V_т \rho_т}.$$

При недостатньому перемішуванні вміст твердих частинок в пробах буде відрізнятися від $x_с$, рисунок 6.40. Відношення різниці $\Delta x = x - x_с$, це найбільш можливе її значення, характеризує рівномірність розподілу фаз у тих зонах, звідки взято пробу. При повному змішанні їх різниці дорівнюють нулю, при неповному змішанні вони відмінні від нуля і можуть бути як додатними, так і від'ємними.

Ефективність перемішування змінюється від нуля до одиниці. Коли досягається повне змішування, ефективність розподілу фаз дорівнює одиниці.

При застосуванні перемішування для отримання емульсії ефективність перемішування характеризується величиною частинок дисперсної фази, що утворяться.

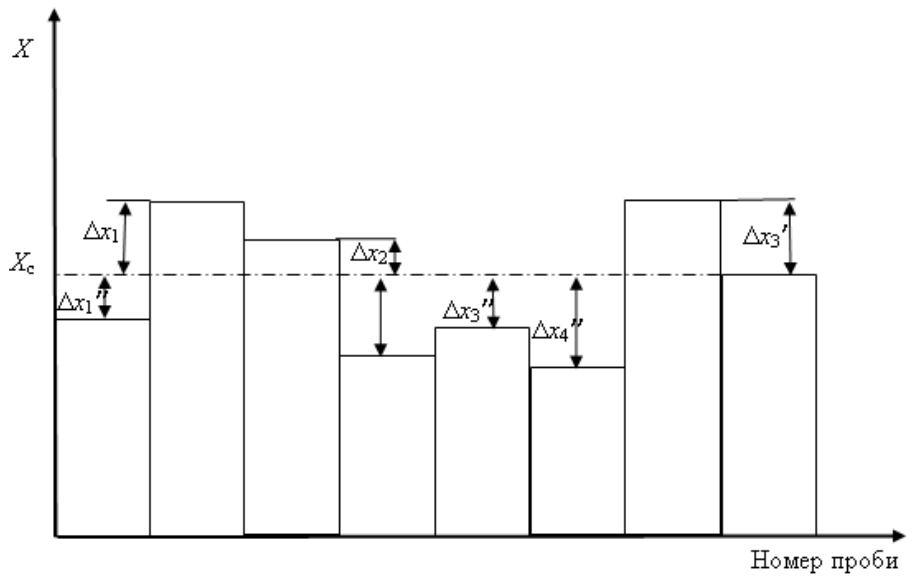


Рисунок 6.40. Схема до розрахунку ефективності при перемішуванні

Інтенсивність перемішування, зазвичай, визначають за такими параметрами:

1) число обертів мішалки при постійному часі перемішування;
2) час досягнення заданого технологічного результату при постійній частоті обертів мішалки;
3) потужність *N*, яка витрачається на перемішування одиниці об'єму *V* або маси *M* рідини.

Одним із методів визначення доцільності перемішування є залежність ефективності (рівномірності) від інтенсивності *I=f(N/V)*, рисунок 6.41.

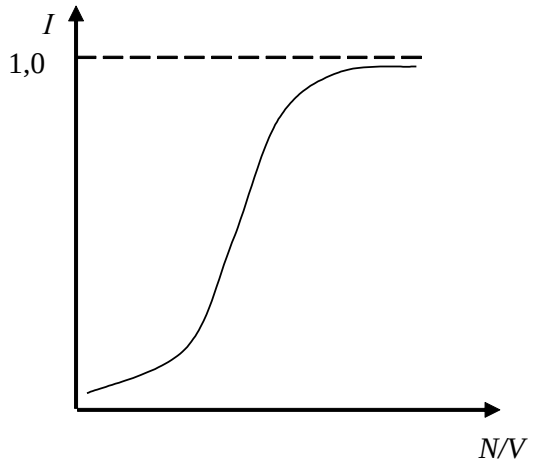


Рисунок 6.41. Залежність ефективності від інтенсивності

Потужність, яка споживається мішалкою, зростає зі збільшенням числа обертів мішалки і її діаметра, а також з збільшенням густини і в'язкості рідини, що перемішується. На потужність, яка споживається мішалкою, значний вплив має форма апарату, в якому розташована мішалка, і розміщення мішалки в апараті. Для апаратів, форма яких відрізняється від циліндричної, а також при розміщенні мішалок ексцентрично похило до осі апарату, споживана потужність при перемішуванні зростає. До збільшення потужності, що споживається, приводить і розміщення в апаратах з мішалками перегородок, нагрівальних змійовиків та інше.

У ***пусковий період*** робота витрачається на подолання сил інерції рідини і на подолання сил тертя рідини.

У ***робочий період*** енергія витрачається на подолання сил тертя лопатей мішалки з рідиною, тобто на подолання сили опору середовища.

Витрати енергії залежить також від ступеня жорсткості стінок апарату (10÷20% більше). При розрахунку потужності, яка витрачається на перемішування, необхідно також враховувати додаткові пристрої в апараті (наявність змійовиків, перегородок на стінках та гільз для термометрів), зумовлюють збільшення витрат енергії, особливо змійовиків у 2 рази.

Особливість роботи мішалок полягає в тому, що в пусковий період короткочасні витрати потужності можуть в 2.5÷4.5 рази перевищувати робочі.

Тому привід, окрім механічних пристроїв, споряджається електронними системами, які допускають короткочасне перевантаження на 200÷300%.

6.9.2. Огляд конструкцій мішалок

Механічні мішалки розділяються за конструкцією лопатей на:

- мішалки з пласкими лопатями;
- пропелерні мішалки з гвинтовими лопатями;
- турбінні мішалки;
- спеціальні мішалки.

Лопаті пропелерної мішалки вигнуті за профілем судового гвинта, рисунок 6.42 *а*, тобто поступово змінюють нахил майже від 0° в осі 90° на кінці лопаті. Лопаті, які обертаються в рідині, діють як гвинт, а рідина, що оточує пропелер, переміщується в напрямку вісі мішалки. Цей рух співпадає з коловим рухом рідини й утворює гвинтовий рух. Пропелер має, зазвичай, три лопаті, причому на вертикальному валу, в залежності від висоти шару рідини, встановлюють один або декілька пропелерів.

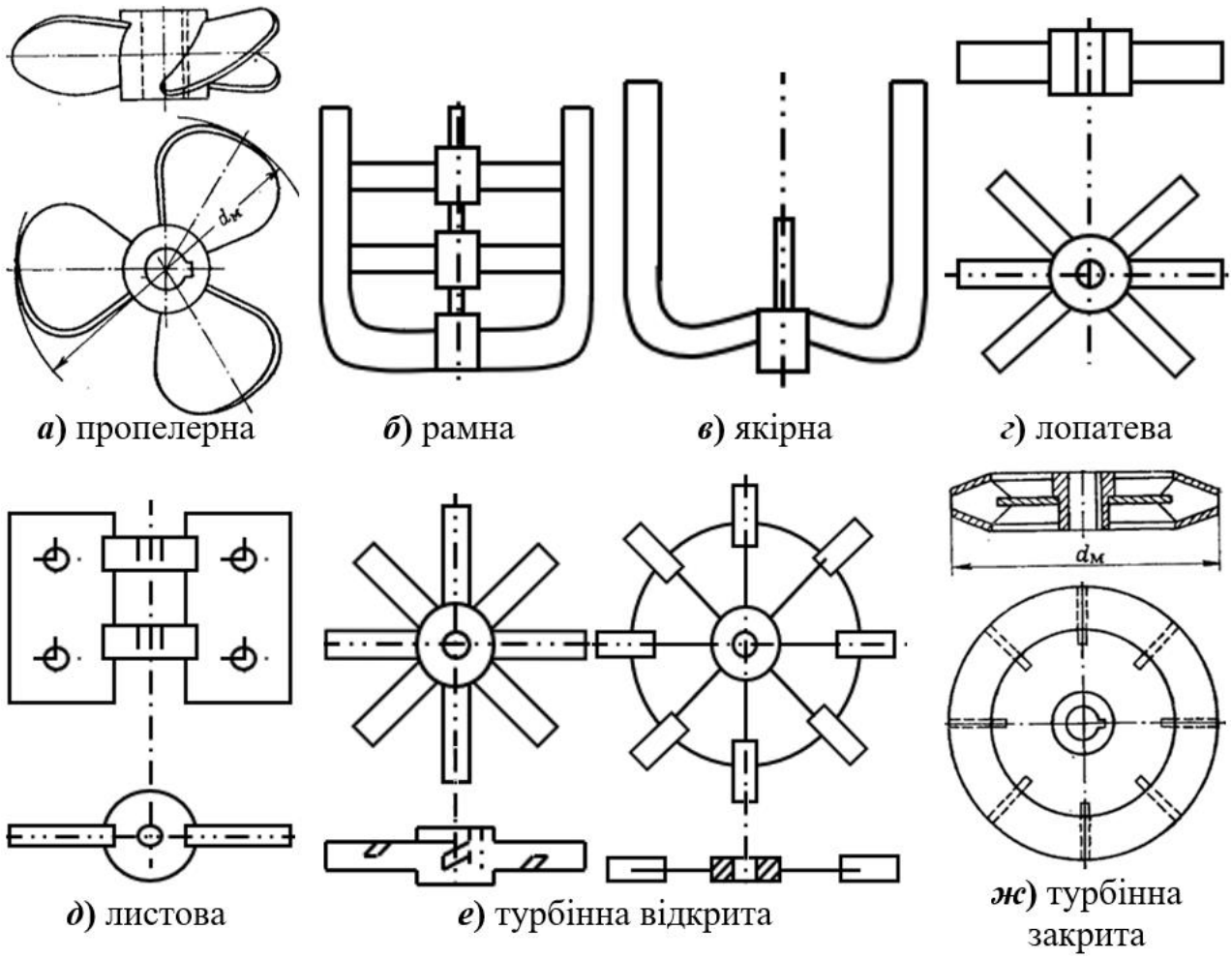


Рисунок 6.42. Конструкції мішалок

Діаметр лопаті пропелера дорівнює 0.25÷0.3 діаметра апарата. Швидкість обертання пропелера складає 160÷1000 об/хв.

Пропелерні мішалки створюють більш інтенсивні осьові потоки, ніж лопатеві, і, отже, більш інтенсивно перемішують рідину. Перемішування за допомогою пропелерних мішалок поліпшується при встановленні в апараті

відбивних перегородок або дифузора – короткої циліндричної (чи конічної) форми, всередині якого міститься пропелер. Дифузор служить направляючою трубою для циркуляції рідини в осьовому напрямку і застосовується для перемішування в апаратах з великим відношенням висоти до діаметра, а також в апаратах зі змійовиками й іншими внутрішніми пристроями.

Ефективність перемішування в апаратах великої ємності зростає при ексцентричному розміщенні пропелерів або розташуванні вала пропелерної мішалки під кутом 10÷20° до вертикалі.

Переваги: інтенсивність перемішування, помірна витрата енергії, невисока вартість.

Недоліки: мала ефективність при перемішуванні, обмежений об'єм рідини, що інтенсивно перемішується. Галузь застосування: інтенсивне перемішування, приготування емульсій (суспензій) з відносно низькою в'язкістю.

Для кращого перемішування всього об'єму рідини в ємності на валу встановлюють декілька пар горизонтальних лопатей, тобто застосовують рамні мішалки, рисунок 6.42 *б*, що складаються з декількох горизонтальних і вертикальних, а іноді і похилих плоских лопатей. Рамні мішалки відрізняються міцністю конструкції і придатні для перемішування густих і в'язких рідин.

Переваги: простота пристрою і дешевина виготовлення, цілком задовільне перемішування рідини з помірною в'язкістю.

Недоліки: мало інтенсивне перемішування густих і в'язких рідин, непридатність для перемішування рідин, які легко розшаровуються.

Якірні мішалки з лопатями, вигнутими за формою стінок і днища посудини, рисунок 6.42 *в*, застосовують для перемішування в'язких рідин і пастоподібних матеріалів. Якірні мішалки очищають стінки апаратів від матеріалу, що налипає на них, завдяки чому поліпшується теплообмін, і запобігаються місцеві перегріви речовин, що перемішуються.

Найпростіші лопатеві мішалки, рисунок 6.42 *г*, мають дві плоскі лопаті, встановлені у вертикальній площині, тобто перпендикулярно до напрямку обертання. Число обертів валу 12÷80 об/хв. Діаметр лопатей становить

приблизно 0.7 діаметра ємності. При малих числах обертів мішалки рідина робить коловий рух, тобто обертається по колу, що лежить в горизонтальній площині, в якій рухаються лопаті. При таких умовах відсутній зсув різних шарів рідини й зростає інтенсивність перемішування. Інтенсивне перемішування досягається в результаті появи вторинних потоків і вихрового руху рідини. Вторинні потоки виникають під дією відцентрових сил. Внаслідок цього в центрі посудини виникає знижений тиск, причому в області зниженого тиску всмоктується рідина з шарів, що лежать вище і нижче лопаті. В результаті в посудині відбувається циркуляція рідини. Вторинні потоки формуються разом з основним коловим рухом рідини, створюють складний рух, при якому відбувається інтенсивне перемішування окремих шарів. Інтенсивність перемішування зростає із збільшенням числа обертів, однак, при цьому суттєво збільшується потужність, яка споживається мішалкою.

При коловому русі рідини на її поверхні під дією відцентрової сили утвориться воронка, глибина якої зростає із збільшенням числа обертів. Утворення воронки веде до погіршення використання ємності мішалки. Для кожного випадку дослідним шляхом можна знайти оптимальне число обертів, при якому досягається необхідна ефективність перемішування. Подальше збільшення числа обертів призводить до зайвої витрати енергії. Вихровий рух рідини легко досягається в посудинах з відбивними перегородками, але при цьому значно збільшуються витрати потужності. Для кращого перемішування всього об'єму рідини в мішалці на валу встановлюється декілька пар горизонтальних лопатей, тобто застосовують багатолопатеві, а також рамні мішалки, що складаються з декількох горизонтальних і вертикальних, а іноді і похилих плоских лопатей.

Область застосування лопатевих мішалок: перемішування рідин невеликих в’язкостей, розчинення твердих речовин, з відносно малою густиною, суспендування твердих речовин з малою густиною, грубе змішування рідин що мають низьку в’язкість.

Турбінні мішалки працюють при 100÷350 об/хв. і забезпечують інтенсивне перемішування рідини. Відкриті турбінні мішалки, рисунок 6.42 *е*, являють собою удосконалену конструкцію простих лопатевих мішалок. Обертання декількох лопатей, розташованих під кутом до вертикальної площини, створює поряд з радіальними струменями осьові струмені рідини, що сприяє інтенсивному перемішуванню її у великих об'ємах. Інтенсивність перемішування збільшується при встановленні в посудині відбивних перегородок.

Вибір того чи іншого типу мішалок визначається цільовим призначенням пристроїв, що перемішують, і конкретними умовами перебігу процесу.

Крім того, кожний з наведених пристроїв, в залежності, в першу чергу, від властивостей перемішуваних середовищ, може бути більш або менш ефективно застосований для пришвидшення протікання хімічних реакцій, вирівнювання температури в об'ємі і інтенсифікації теплообміну. Орієнтовні діапазони ефективної роботи перемішувачів різних типів за в'язкістю і швидкістю обертання наведені на рисунку 6.43 і 6.44.

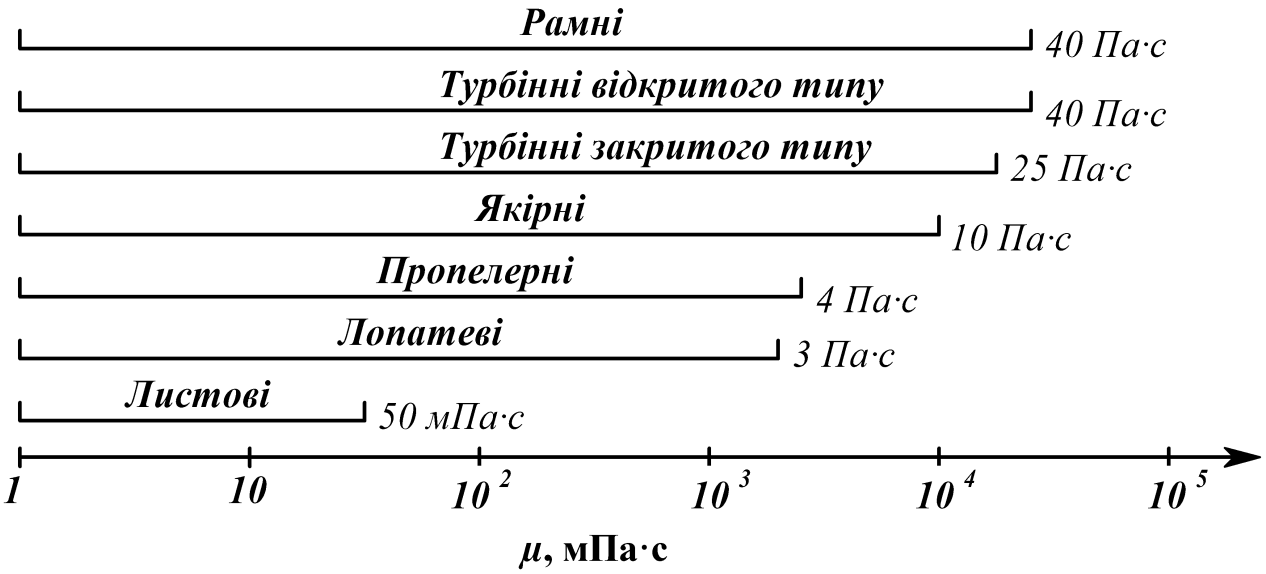


Рисунок 6.43. Діапазони ефективної роботи перемішувачів різних типів за в'язкістю

Для раціональної організації руху рідини при перемішуванні ємкості з механічними перемішувачами можуть обладнуватись відбивачами, що дозволяє

знизити колову складову швидкості при цьому збільшивши осьову і радіальну складові. Це дозволяє зменшити розміри або взагалі позбутися воронки, позбутися сепарації бульбашок при перемішуванні систем у складі «газ-рідина» або «газ-тверде тіло». Також використання відбивачів рекомендовано при одержанні суспензій і емульсій, у випадку значної відмінності у густинах їхніх складових.

У випадках, коли описані перемішувачі з технологічних міркувань застосовувати недоцільно – для проведення процесу можуть бути використані спеціальні типи пристроїв.

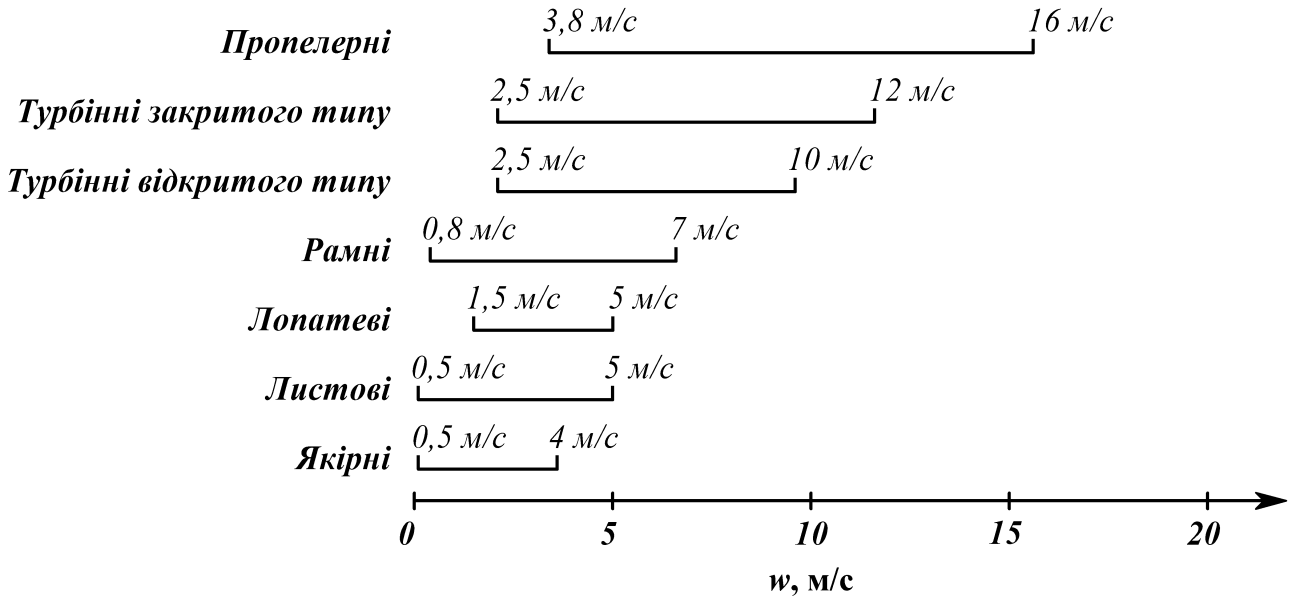
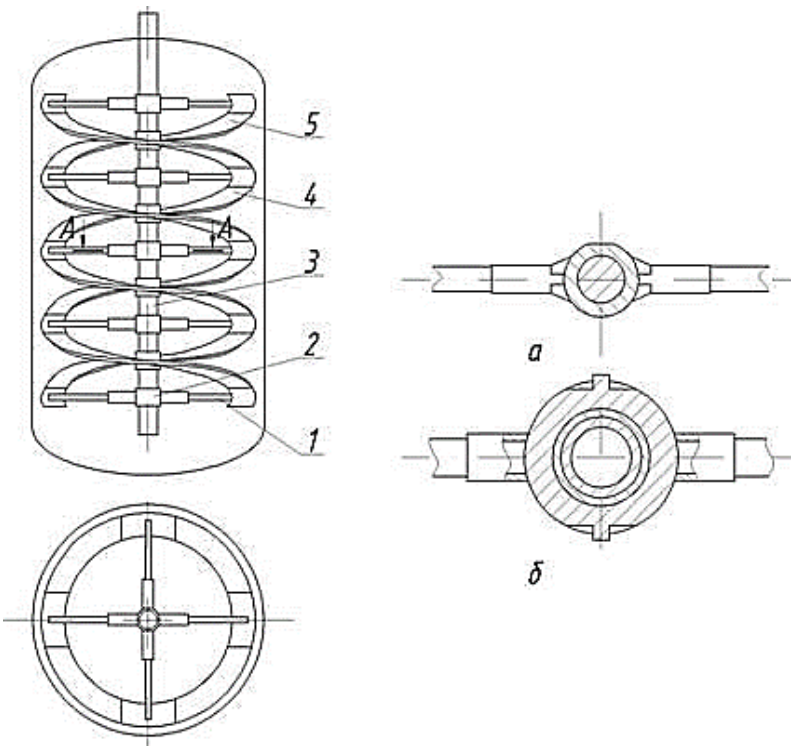


Рисунок 6.44. Діапазони ефективної роботи перемішувачів різних типів за швидкістю обертання

Наприклад, для перемішування в рідинах з високою в’язкістю застосовуються стрічкові, рисунок 6.45, або шнекові перемішувачі, рисунок 6.46, а для проведення хімічних реакцій між рідиною і газом – барабанні, рисунок 6.47, та інші.



1 – траверса; 2 – втулка; 3 – вал; 4, 5 – плоскі стрічки.

а) переріз А–А для валу $d_в$<90 мм; б) переріз А–А для валу $d_в$ >90 мм

Рисунок 6.45. Стрічкова мішалка

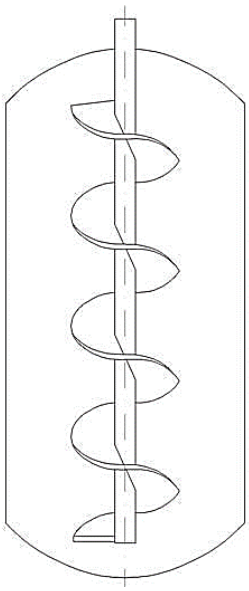


Рисунок 6.46. Шнекова мішалка

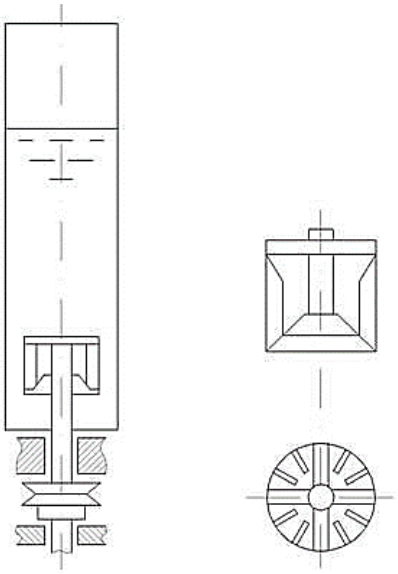


Рисунок 6.47. Барабанна мішалка

Попередній вибір доцільного для застосування в заданих умовах перемішувача дозволяє перейти до проведення розрахунків задля визначення найбільш економічного з варіантів.

6.9.3. Методика розрахунку рідинної мішалки

***<u>Вихідні дані до розрахунку</u>*:**

Діаметр корпуса мішалки, м D;

Коефіцієнт динамічної в'язкості дисперсійного середовища, Па·с μ;

Густина дисперсійного середовища, кг/м^3 ρ_0;

Густина дисперсної фази, кг/м^3 $\rho_ч$;

Найбільший розмір частинок дисперсної фази, м $d_ч$;

Відношенні дисперсної фази до дисперсійного середовища ДФ:ДС=1:4.

Значення вихідних даних для розрахунку рідинної мішалки наведено в пункті Д.6.1.8 додатку 6.1. Схему рідинної мішалки наведено на рисунку 6.48.

У таблиці Д.6.2.13 додатку 6.2 наведено геометричні співвідношення розмірів елементів мішалки.

За заданим співвідношенням геометричних розмірів у таблиці Д.6.2.13 додатку 6.2 визначається діаметр нормалізованої мішалки $d_м$, м.

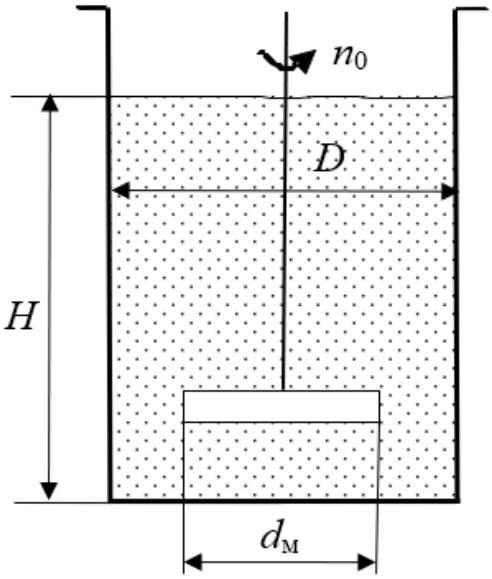


Рисунок 6.48. Схема апарата із перемішуючим пристроєм

Для знаходження необхідних значень критерію $Re_ц$ скористаємося узагальненим рівнянням:

$$Re_ц = C Ga^k S_\rho^l \Gamma_{d_ч}^m \Gamma_D^n.$$

де *C*, *k*, *l*, *m*, *n* – коефіцієнти, значення яких наведено у таблиці Д.6.2.14 додатку 6.2.

Значення критеріїв та симплексів подібності:

$$\mathrm{Ga} = \frac{d_{\text{м}}^3 \rho_0^2 \mathrm{g}}{\mu^2}; \qquad S_{\rho} = \frac{\rho_{\text{ч}}}{\rho_0};$$

$$\Gamma_{d_{\text{ч}}} = \frac{d_{\text{ч}}}{d_{\text{м}}}; \qquad \Gamma_D = \frac{D}{d_{\text{м}}}$$

Критерій Рейнольдса для пропелерної мішалки:

$$\mathrm{Re}_{\text{ц}1} = C_1 \mathrm{Ga}^{k_1} S_{\rho}^{l_1} \Gamma_{d_{\text{ч}}}^{m_1} \Gamma_D^{n_1}$$

Частота обертання для пропелерної мішалки, об/с:

$$n_{01} = \mathrm{Re}_{\text{ц}1} \frac{\mu}{\rho_0 d_{\text{м}}^2}$$

Критерій Рейнольдса для турбінної мішалки:

$$\mathrm{Re}_{\text{ц}2} = C_2 \mathrm{Ga}^{k_2} S_{\rho}^{l_2} \Gamma_{d_{\text{ч}}}^{m_2} \Gamma_D^{n_2}$$

Частота обертання для турбінної мішалки, об/с:

$$n_{02} = \mathrm{Re}_{\text{ц}2} \frac{\mu}{\rho_0 d_{\text{м}}^2}$$

Для визначення потужності, яка витрачається безпосередньо на перемішування за графіком, рисунок 6.49, знаходимо значення модифікованого критерію Ейлера, Eu=*f*(Re), для відповідних типів мішалок.

Споживча потужність пропелерної мішалки, Вт:

$$N_1 = \mathrm{Eu} n_{01}^3 \rho_0 d_{\text{м}}^5$$

Споживча потужність турбінної мішалки, Вт:

$$N_2 = \mathrm{Eu} n_{02}^3 \rho_0 d_{\text{м}}^5$$

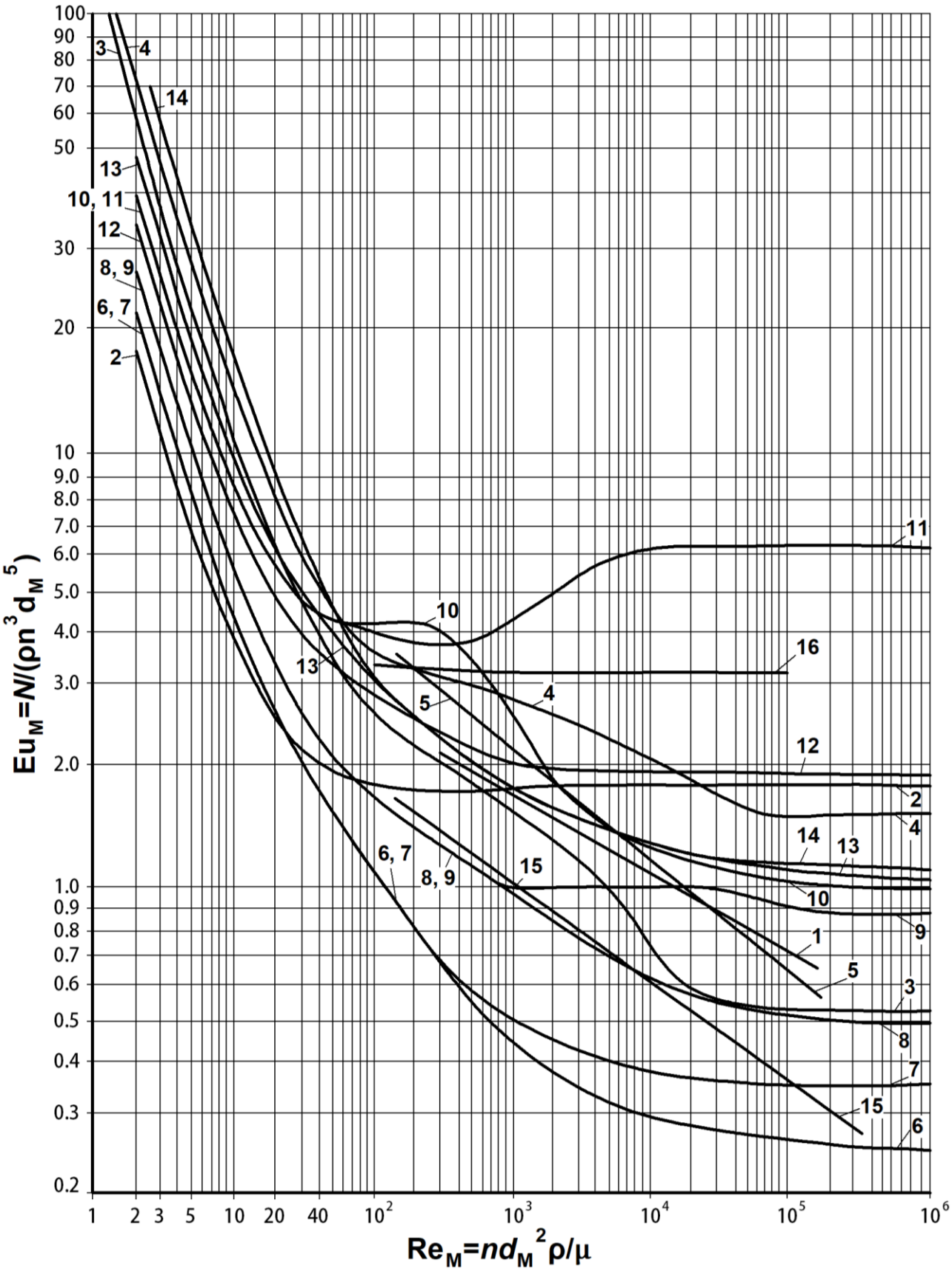


Рисунок 6.49. Залежність $Eu_м=f(Re_м)$ для мішалок різних типів

За результатами розрахунку обирається мішалка, на роботу якої затрачається менше енергії. У випадку, коли споживчі потужності однакові обирається мішалка із меншою частотою обертання.

Розрахунок витрат енергії на перемішування.

При розрахунку механічних перемішувачів найчастіше вирішується задача визначення витрат енергії на перемішування, для чого розраховується потужність, яку споживає перемішувач.

У загальному вигляді критеріальне рівняння для визначення потужності, яку споживає механічний перемішувач може бути записане у вигляді

$$\mathrm{K}_N = f\left(\mathrm{Re}_M; \mathrm{Fr}_M; \Gamma_i\right), \tag{6.8}$$

де K_N – критерій потужності;

Re_M– критерій Рейнольдса;

Fr_M – критерій Фруда;

Γ_i – узагальнене позначення симплексів геометричної подібності (i - індекс, що позначає відповідний симплекс).

Враховуючи те, що механічні перемішувачі при роботі здійснюють обертальний рух, вирази критеріїв представляються у модифікованому вигляді, що зазначається додаванням індексу «*M*» до позначення критерію.

До складу залежності (6.8) входять:

- *критерій потужності:*

$$\mathrm{K}_N = \frac{N}{\rho n^3 d^5}, \tag{6.9}$$

де N – потужність, Вт;

ρ – густина середовища, яке перемішується, кг/м^3;

n – частота обертання перемішувача, об/с;

d – діаметр перемішувача, м.

- *критерій Рейнольдса:*

$$\mathrm{Re}_M = \frac{\rho n d^2}{\mu}, \tag{6.10}$$

де μ – динамічний коефіцієнт в'язкості середовища, яке перемішується, Па×с.

- *критерій Фруда:*

$$\mathrm{Fr}_M = \frac{n^2 d}{g}, \qquad (6.11)$$

де g – пришвидшення вільного падіння, м/с^2.

Симплекси геометричної подібності відображають особливості конструкції перемішувача і умов його роботи, наприклад:

- щодо особливостей конструкції перемішувача:

$$\Gamma_D = \frac{D}{d}, \qquad (6.12)$$

$$\Gamma_h = \frac{h}{d},$$

де D – діаметр апарата, у якому розміщений перемішувач, м;

h – висота перемішувача, м.

- щодо особливостей розміщення перемішувача:

$$\Gamma_n = \frac{h_n}{d},$$

де h_n – висота розташування перемішувача над дном апарату, м;

- щодо особливостей умов роботи перемішувача:

$$\Gamma_в = \frac{h_в}{d},$$

де $h_в$ – глибина воронки, що утворюється в рідині при обертанні перемішувача, м;

- щодо особливостей середовища:

$$\Gamma_ч = \frac{d_ч}{d}, \qquad (6.13)$$

де $d_ч$ - діаметр твердих частинок, м.

Зазвичай залежність (6.8) виражається формулою вигляду:

$$\mathrm{K}_N = C\,\mathrm{Re}_M^{\alpha_1}\,\mathrm{Fr}_M^{\alpha_2}\,\Gamma_D^{\alpha_3}\,\Gamma_h^{\alpha_4}\ldots, \qquad (6.14)$$

де C, α_1, α_2, α_3, α_4, – константи у формулі (6.14).

Особливість формули (6.14) полягає у тому що склад симплексів геометричної подібності визначається індивідуально для кожного конкретного варіанту організації перемішування. Для геометрично подібних апаратів симплекси геометричної подібності не використовуються і формула (6.14) набуває вигляду:

$$\mathrm{K}_N = C\,\mathrm{Re}_M^{\alpha_1}\,\mathrm{Fr}_M^{\alpha_2}, \qquad (6.15)$$

Критерій Фруда у складі формул (6.14) або (6.15) відображає вплив сили тяжіння при утворенні вирви або хвиль на поверхні рідини. За їх відсутності критерій Фруда може не враховуватись і бути виключеним з формул. Таким чином формула (6.15) перетворюється до вигляду:

$$\mathrm{K}_N = C\,\mathrm{Re}_M^{\alpha_1}, \qquad (6.16)$$

Значення постійних у формулах (6.14)-(6.16) наводяться у спеціальній літературі. Враховуючи складний характер функціональних залежностей $\mathrm{K}_N = f\left(\mathrm{Re}_M\right)$ часто зручніше визначати критерій K_N за їх графічними зображеннями. Такі залежності для деяких з найпоширеніших конструкцій апаратів наведені на рисунок 6.50-6.52.

Значення потужності за формулами (6.14)-(6.16) можна розрахувати виразивши її через критерій потужності як:

$$N = \mathrm{K}_N \rho n^3 d^5, \qquad (6.17)$$

Значення потужності з виразом (6.12) враховує тільки витрати енергії безпосередньо перемішувальним пристроєм. Для визначення повної потужності необхідно врахувати витрати енергії, зумовлені умовами перемішування:

$$N_n = k_H k_в N, \qquad (6.18)$$

де k_H – коефіцієнт, який враховує висоту заповнення апарата рідиною (при співвідношенні $H/D > 1$:

$$k_H = \left(\frac{H}{D}\right)^{0,5}, \qquad (6.19)$$

де H – висота заповнення рідиною апарата, м.

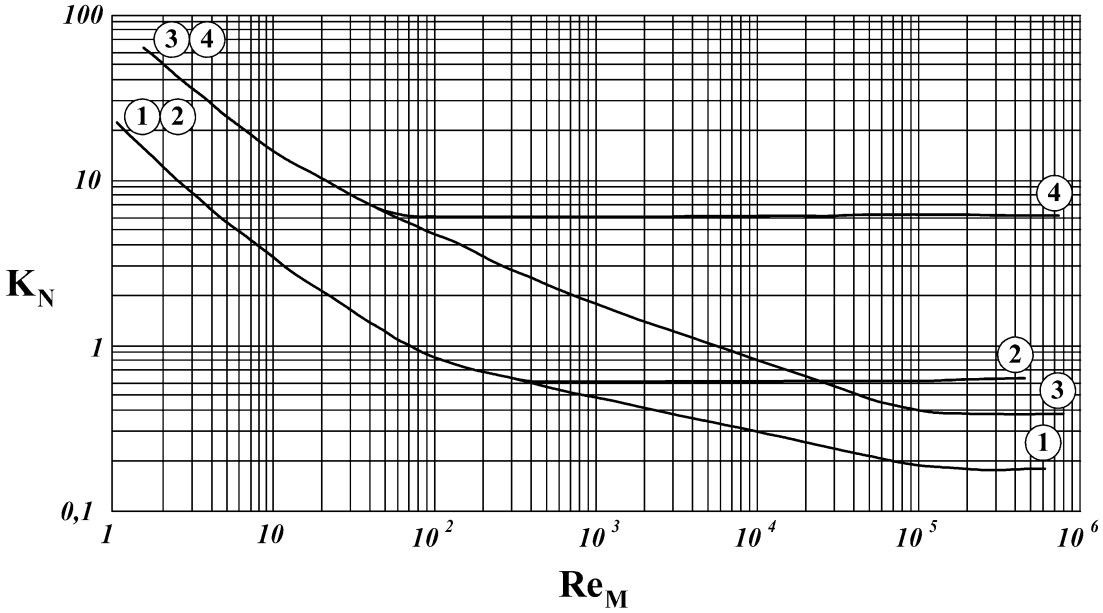


Рисунок 6.50. Залежність $K_N = f\left(Re_M\right)$ для лопатевих і листових перемішувачів: 1 – лопатеві з $\Gamma_D = 1{,}5$ в апаратах без відбивачів; 2 – лопатеві з $\Gamma_D = 1{,}5$ в апаратах з відбивачами; 3 – листові з $\Gamma_D = 2$ в апаратах без відбивачів; 4 – листові з $\Gamma_D = 2$ в апаратах з відбивачами.

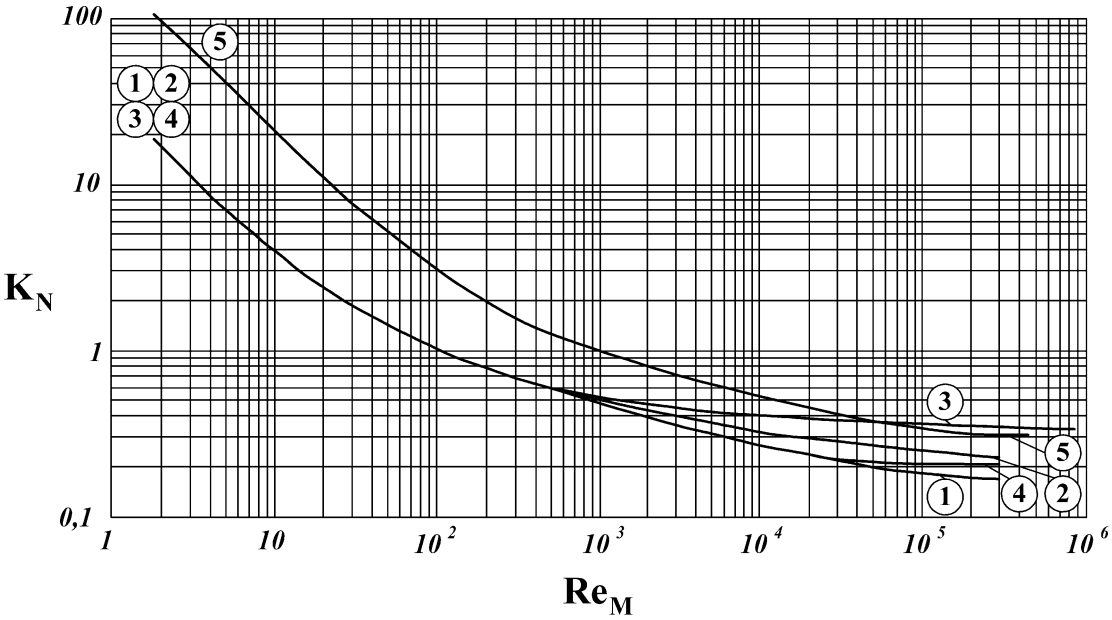


Рисунок 6.51. – Залежність $K_N = f\left(Re_M\right)$ для пропелерних, а також якірних і рамних перемішувачів: 1 – пропелерні з $\Gamma_D = 3$ в апаратах без відбивачів; 2 – пропелерні з $\Gamma_D = 4$ в апаратах без відбивачів; 3 – пропелерні з

$\Gamma_D = 3$ в апаратах з відбивачами; 4 – пропелерні в апаратах з дифузором; 5 – якірні і рамні з $\Gamma_D = 1{,}15$.

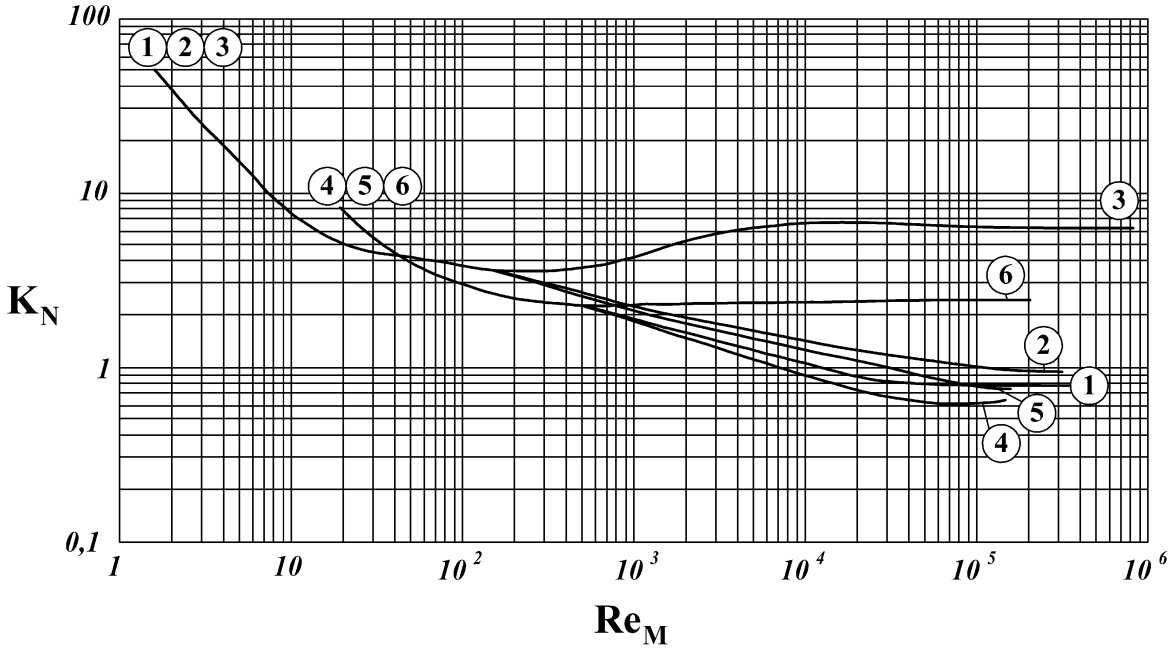


Рисунок 6.52. – Залежність $K_N = f\left(Re_M\right)$ для турбінних перемішувачів: 1 – відкриті з $\Gamma_D = 3$ в апаратах без відбивачів; 2 – відкриті з $\Gamma_D = 4$ в апаратах без відбивачів; 3 – відкриті і закриті з $\Gamma_D = 3$ в апаратах з відбивачами; 4 – закриті з $\Gamma_D = 3$ в апаратах без відбивачів; 5 – закриті з $\Gamma_D = 4$ в апаратах без відбиваічв; 6 – відкриті і закриті з $\Gamma_D = 4$ в апаратах з відбивачами.

Наявність внутрішніх пристроїв в апаратах без перегородок збільшує витрати енергії, що повинно бути враховано коефіцієнтом $k_в$ (значення цього коефіцієнта для рідин з в'язкістю до 1 мПа·с наведені в таблиці Д.6.2.15 додатку 6.2). У апаратах із відбивачами наявність внутрішніх пристроїв суттєво не впливає на витрати енергії, а тому можна прийняти $k_в = 1$.

При виборі приводу перемішувача також необхідно врахувати додаткові витрати енергії $\left(N_д\right)$, пов'язані з тертям в системі ущільнення і підшипникових вузлах, а також коефіцієнт перевантаження при пуску $\left(k_{пп}\right)$ і коефіцієнт корисної

дії приводу (η). Тоді формула для визначення загальної потужності $(N_з)$ набуде вигляду:

$$N_з = \frac{k_{пп}\left(N_п + N_д\right)}{\eta}.$$

В залежності від особливостей умов роботи перемішувача, коефіцієнт перевантаження при пуску приймається в межах 1,2…2.

При орієнтовних розрахунках дозволяється прийняти значення коефіцієнта корисної дії приводу в межах 0,8…0,9 і не враховувати додаткові витрати енергії. Однак, в такому випадку, після вибору всіх елементів приводної частини конструкції і ущільнення, необхідно виконати уточнюючий розрахунок з урахуванням фактичних параметрів обладнання.

Привод завжди обирається з потужністю, більшою за розраховану.

Визначення властивостей багатокомпонентних рідин.

При визначенні властивостей багатокомпонентних рідин задачу, за можливості, намагаються звести до визначення властивостей двокомпонентного середовища шляхом виділення двох складових, - основної і доданої. За основну приймають складову, у якій проводиться процес при перемішуванні. Для взаємнорозчинних рідин це складова, у якій проводиться розчинення. Для емульсій – рідина, яка не утворює краплини. Для суспензій це рідка складова.

Для взаємнорозчинних рідин, емульсій і суспензій густина визначається за єдиною формулою:

$$\rho = \rho_д \varphi + \rho_с \left(1 - \varphi\right), \qquad (6.20)$$

де $\rho_д$ – густина доданої складової, кг/м^3;

$\rho_с$ – густина основної складової, кг/м^3;

φ – об'ємна концентрація доданої складової.

В’язкість багатокомпонентних рідин визначається індивідуально для кожного з типів, Па×с:

- для взаємнорозчинних рідин:

$$\mu = \mu_{\partial}^{\varphi} \mu_c^{1-\varphi};$$

- для емульсій з вмістом доданої фази $\varphi \le 30\,\%$:

$$\mu = \mu_c \frac{0,59}{\left(0,77 - \varphi\right)^2};$$

- для емульсій з вмістом доданої фази $\varphi \ge 40\,\%$:

$$\mu = \frac{\mu_c}{1-\varphi}\left(1 + \frac{a\varphi\mu_{\partial}}{\mu_c + \mu_{\partial}}\right), \qquad (6.21)$$

де $a = 1,5$, якщо $\mu_{\partial} < \mu_c$ і $a = 6$, якщо $\mu_{\partial} > \mu_c$;

- для суспензій з вмістом доданої фази $\varphi \le 10\,\%$:

$$\mu = \mu_c \left(1 + 2,5\varphi\right);$$

- для суспензій з вмістом доданої фази $\varphi > 10\,\%$:

$$\mu = \mu_c \left(1 + 4,5\varphi\right), \qquad (6.22)$$

Для врахування впливу властивостей складових, які перемішуються на процес використовуються критерії, наприклад:

- критерій Архімеда:

$$\mathrm{Ar}_M = \frac{d^3 \rho \Delta_{\rho} g}{\mu^2}, \qquad (6.23)$$

де $\Delta_{\rho} = \left|\rho_{\partial} - \rho_c\right|$ - різниця густин складових:

- критерій Вебера

$$\mathrm{We}_M = \frac{\rho n^2 d^3}{\sigma_{\text{м.ф.}}},$$

де $\sigma_{\text{м.ф.}}$ – міжфазний натяг.

Особливості розрахунку частоти обертання перемішувачів при механічному перемішуванні багатокомпонентних рідин.

Важлива особливість розрахунку витрат енергії при механічному перемішуванні багатокомпонентних рідин полягає у необхідності визначення

частоти обертання перемішувача, яка забезпечить інтенсивність процесу достатню для досягнення заданого результату.

Для вирівнювання температур або концентрацій в об'ємі для взаємнозмішувальних рідин в умовах розвиненої турбулентності необхідну частоту обертання можна визначити за формулою:

$$n = \frac{b}{\tau}, \tag{6.24}$$

де b – константа (для найбільш поширених типів перемішувачів значення b наведені в таблиці Д.6.2.16 додатку 6.2); τ – час перемішування, с.

Для емульсування базова частота обертання перемішувача визначається за формулою:

$$n = A\frac{\Delta_\rho^{0,315}\sigma^{0,185}D^x}{\rho^{0,5}d^y}, \tag{6.25}$$

де D – внутрішній діаметр апарата, м.

Значення постійних у формулі (6.8) наведені в таблиці Д.6.2.17 додатку 6.2.

Формула (6.8) застосовується в діапазоні значень:

- критерія Рейнольдса:

$$\mathrm{Re}_M = 5\cdot 10^2 ... 2\cdot 10^5;$$

- критерія Архімеда:

$$\mathrm{Ar}_M = 8,9\cdot 10^3 ... 3,4\cdot 10^{10};$$

- співвідношення:

$$\frac{\mathrm{Re}_M}{\mathrm{We}_M} = \frac{\sigma}{\mu n d} = 6,15...1,18\cdot 10^7.$$

Для суспендування базова частота обертання перемішувача визначається за формулою:

$$n = A\left(\frac{\Delta_\rho d_ч}{\rho}\right)^{0,5}\frac{D^x}{d^y}, \tag{6.26}$$

Значення постійних у формулі (6.9) наведені в таблиці Д.6.2.18 додатку 6.2.

Формула (6.8) застосовується в діапазоні значень:

- критерія Рейнольдса:

$$\mathrm{Re}_M = 5 \cdot 10^2 ... 1{,}3 \cdot 10^5;$$

- критерія Архімеда:

$$\mathrm{Ar}_M = 2{,}4 \cdot 10^4 ... 4{,}1 \cdot 10^{11};$$

- симплекса:

$$\Gamma_{d_v} = 2{,}33 \cdot 10^{-4} ... 1{,}2 \cdot 10^{-2}.$$

Врахування утворення воронки при перемішуванні.

Схема до врахування глибини воронки наведено на рисунку 6.53.

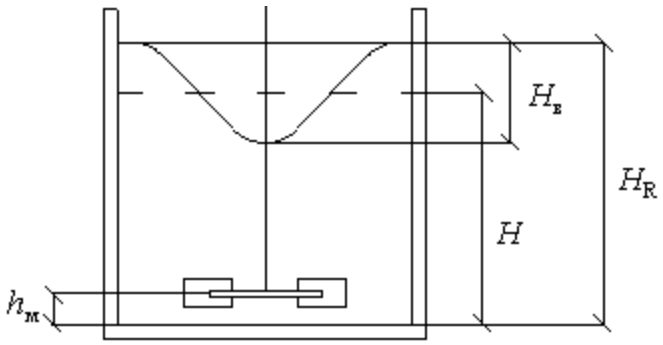


Рисунок 6.53. Схема до врахування глибини воронки

Таку умову, що є за суттю однією з вимог до застосовності апарату з перемішуючим пристроєм, можна записати таким чином:

$$H_R - H_B^3 \, h_м,$$

де H_R – висота рівня рідини у стінки апарату, м;

H_B – глибина лійки, м;

$h_м$ – висота розміщення мішалки над днищем, м.

Для запобігання утворенню воронки в апараті поміщають відбивні перегородки. Метою установки відбивних перегородок є зміна структури поля швидкостей – зменшення складової окружної швидкості при відповідному збільшенні осьової і радіально складових, рисунок 6.54.

Для запобігання утворенню воронки в апараті поміщають відбивні перегородки, які, крім того, сприяють виникненню вихорів і збільшенню турбулентністю системи. Утворенню лійки можна запобігти і за повного заповнення апарату, тобто за відсутності повітряного прошарку між

перемішуваною рідиною і кришкою апарату, а також під час установки валу мішалки ексцентрично до осі апарату або застосуванням апарату прямокутного перетину. Крім цього, відбивні перегородки встановлюють у всіх випадках при перемішуванні в системах газ–рідина. Застосування відбивних перегородок, а також ексцентричне або похиле розташування валу мішалки приводить до збільшення споживаної нею потужності.

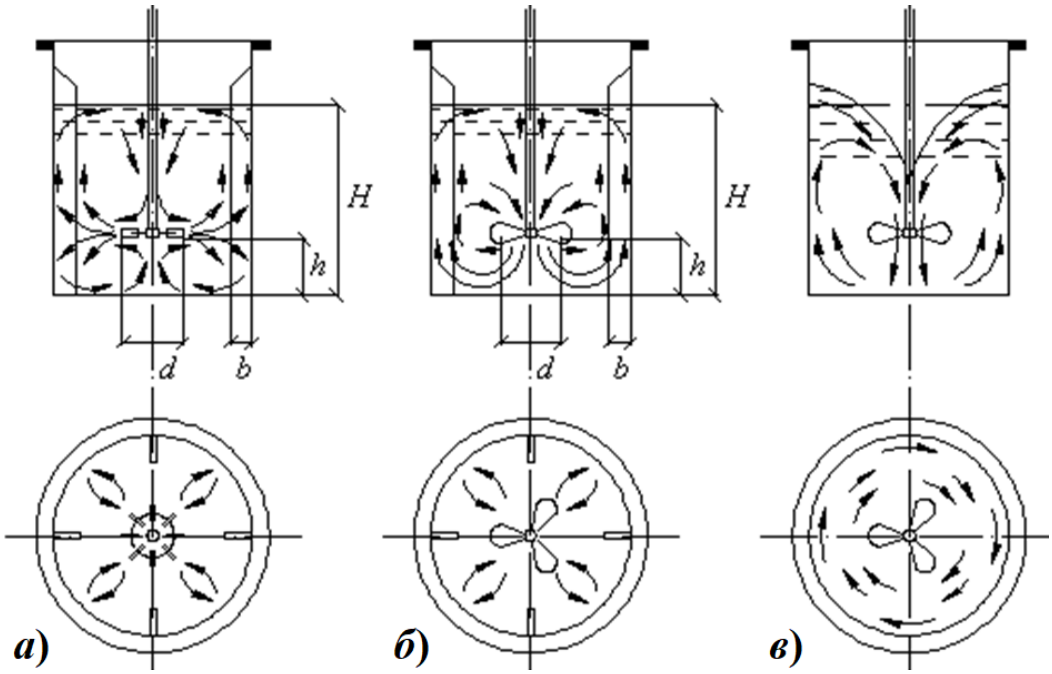


Рисунок 6.54. Схема потоків у апараті з перемішуючим пристроєм: *а*) турбінна, апарат з перегородками; *б*) пропелерна, апарат з перегородками; *в*) турбінна або пропелерна, апарат без перегородок

Перемішування в апаратах з центральним розміщенням перемішувача, за відсутності відбивачів, часто супроводжується утворенням воронки. Для забезпечення стабільності роботи апарата критично важливо щоби воронка не досягала ступиці перемішувача.

Розрахувати глибину воронки для різних типів премішувачів можна за формулою:

$$\Gamma_в = B\mathrm{Re}_M^{\alpha_1}\,\mathrm{Fr}_M^{\alpha_2}\Gamma_D^{\alpha_3}\Gamma_n^{\alpha_4}\,, \qquad (6.27)$$

де B, α_1, α_2, α_3, α_4, – константи у формулі (6.27) (таблиця Д.6.2.19 додатку 6.2).

Межі використання формули (6.27) визначаються за параметрами з таблиці Д.6.2.20 додатку 6.2.

Приклади розрахунків перемішувачів.

***Задача* 1.** Визначити витрати енергії на перемішування рідини рамним перемішувачем в апараті з гладкими стінками, якщо задані: діаметр перемішувача $d = 1250$ мм, частота обертання перемішувача $n = 1$ с$^{-1}$; густина рідини $\rho = 1287$ кг/м^3; динамічний коефіцієнт в'язкості рідини $\mu = 12{,}1$ Па·с.

Розв'язання:

Модифікований критерій Рейнольдса за формулою (6.10):

$$\mathrm{Re}_M = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1287 \cdot 1 \cdot 1{,}25^2}{12{,}1} = 166{,}2.$$

За даними на рисунку 6.51 для рамного перемішувача в апараті з гладкими стінками значенню $\mathrm{Re}_M = 166{,}2$ відповідає значення критерію потужності $\mathrm{K}_N = 1{,}1$.

За формулою (6.17):

$$N = \mathrm{K}_N \rho n^3 d^5 = 1{,}1 \cdot 1287 \cdot 1^3 \cdot 1{,}25^5 = 4320 \text{ Вт.}$$

***Задача* 2.** Розрахувати потужність для пропелерного перемішувача, який працює в апараті з дифузором, якщо відомо що: внутрішній діаметр апарата $D = 1200$ мм; діаметр перемішувача $d = 400$ мм; частота обертання перемішувача $n = 8$ с$^{-1}$; густина рідини $\rho = 1238$ кг/м^3; динамічний коефіцієнт в'язкості рідини $\mu = 0{,}102$ Па·с; висота заливу рідини в апарат $H = 1{,}4D$.

***Розв'язання*:**

Модифікований критерій Рейнольдса за формулою (6.10).

$$\mathrm{Re}_M = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1238 \cdot 8 \cdot 0{,}4^2}{0{,}102} = 15536.$$

За даними на рисунку 6.51 для пропелерного перемішувача в апараті з дифузором значенню $\mathrm{Re}_M = 15536$ відповідає значення критерій потужності $\mathrm{K}_N = 0,25$.

За формулою (6.17) значення потужності:

$$N = \mathrm{K}_N \rho n^3 d^5 = 0,25 \cdot 1238 \cdot 8^3 \cdot 0,4^5 = 1623 \text{ Вт.}$$

Оскільки за умовою задачі висота заповнення апарата не дорівнює його внутрішньому діаметру – необхідно визначити та врахувати коефіцієнт k_H за формулою (6.19):

$$k_H = \left(\frac{H}{D}\right)^{0,5} = \left(\frac{1,4D}{D}\right)^{0,5} = (1,4)^{0,5} = 1,183.$$

Коефіцієнт, який враховує вплив внутрішніх пристроїв (таблиця Д.6.2.15 додатку 6.2.):

$$k_в = k_{в1} k_{в2} = 1,05 \cdot 1,05 = 1,103,$$

де $k_{в1}$ – коефіцієнт, який враховує вплив кріплення дифузора ($k_{в1} = 1,05$);

$k_{в2}$ – коефіцієнт, який враховує наявність гільзи термометра в корпусі апарату ($k_{в2} = 1,05$).

Повна потужність за формулою (6.18):

$$N_n = k_H k_в N = 1,183 \cdot 1,103 \cdot 1623 = 2117 \text{ Вт.}$$

Потужність для вибору приводу перемішувача:

$$N_з = \frac{k_{пп} N_n}{\eta} = \frac{1,5 \cdot 2117}{0,8} = 3969 \text{ Вт,}$$

де $k_{пп}$ та η – значення коефіцієнтів перевантаження при пуску та корисної дії приводу прийняті, відповідно ($k_{пп} = 1,5$ та $\eta = 0,8$).

За розрахованим значенням $N_з$ привод перемішувача обирається з урахуванням запасу потужності.

***Задача* 3.** Порівняти витрати енергії на перемішування рідини для листового перемішувача в апараті з гладкими стінками і з відбивачами, якщо відомо що: внутрішній діаметр апарата $D = 1600$ мм; симплекс $\Gamma_D = 2$;

швидкість обертання перемішувача $w = 2,5$ м/с; густина рідини $\rho = 1198$ кг/м^3; динамічний коефіцієнт в'язкості рідини $\mu = 9,1$ мПа·с.

Розв'язання:

Діаметр перемішувача за формулою (6.12):

$$d = \frac{D}{\Gamma_D} = \frac{1,6}{2} = 0,8 \text{ м.}$$

Частота обертання перемішувача:

$$n = \frac{w}{\pi d} = \frac{2,5}{3,14 \cdot 0,8} = 0,995 \text{ с}^{-1}.$$

Модифікований критерій Рейнольдса за формулою (6.10)

$$\mathrm{Re}_M = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1198 \cdot 0,995 \cdot 0,8^2}{0,091} = 83810.$$

За даними на рисунку 6.50 для листового перемішувача в апараті з гладкими стінками значенню $\mathrm{Re}_M = 83810$ відповідає значення критерію потужності $\mathrm{K}_N = 0,42$.

За формулою (6.17) для листового перемішувача в апараті з гладкими стінками становить

$$N_1 = \mathrm{K}_N \rho n^3 d^5 = 0,42 \cdot 1198 \cdot 0,995^3 \cdot 0,8^5 = 162,3 \text{ Вт.}$$

За даними на рисунку 6.52 для листового перемішувача в апараті з відбивачами значенню $\mathrm{Re}_M = 83810$ відповідає значення критерію потужності $\mathrm{K}_N = 1,6$.

За формулою (6.17) для листового перемішувача в апараті з гладкими стінками становить:

$$N_2 = \mathrm{K}_N \rho n^3 d^5 = 1,6 \cdot 1198 \cdot 0,995^3 \cdot 0,8^5 = 618,2 \text{ Вт.}$$

Відносна різниця потужностей:

$$\delta_N = \frac{N_2 - N_1}{N_1} = \frac{618,2 - 162,3}{162,3} = 2,81.$$

Таким чином потужність для листового перемішувача в апараті з відбивачами суттєво перевищує потужність такого ж пристрою в апараті з

гладкими стінками. У таких випадках вибір конфігурації перемішувального обладнання потребує додаткового обґрунтування.

Для спрощення розрахунку потужності N_1 вплив модифікованого критерію Фруда не враховано. Це пояснюється тим, що обертальний рух рідини у цьому випадку призведе до зменшення величини N_1, а отже різниця між величинами N_2 і N_1 збільшиться, залишивши в силі зроблені висновки.

***Задача* 4.** Визначити доцільність використання листового перемішувача в апараті з гладкими стінками, якщо відомо що: внутрішній діаметр апарата $D = 2400$ мм; симплекс $\Gamma_D = 1{,}5$; швидкість обертання перемішувача $w = 3$ м/с; густина рідини $\rho = 1250$ кг/м^3; динамічний коефіцієнт в'язкості рідини $\mu = 330$ мПа·с; висота заливу рідини в апарат $H = 1{,}15D$.

Розв'язання:

Діаметр перемішувача за формулою (6.12)

$$d = \frac{D}{\Gamma_D} = \frac{2{,}4}{1{,}5} = 1{,}6 \text{ м.}$$

Частота обертання перемішувача:

$$n = \frac{w}{\pi d} = \frac{3}{3{,}14 \cdot 1{,}6} = 0{,}597 \text{ с}^{-1}.$$

Модифікований критерій Рейнольдса за формулою (6.10):

$$\mathrm{Re}_M = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1250 \cdot 0{,}597 \cdot 1{,}6^2}{0{,}33} = 5787.$$

Модифікований критерій Фруда за формулою (6.11):

$$\mathrm{Fr}_M = \frac{n^2 d}{g} = \frac{0{,}597^2 \cdot 1{,}6}{9{,}81} = 0{,}058.$$

За даними таблиці Д.6.2.20 додатку 6.2 одержані значення $\mathrm{Re}_M = 5787$ і $\mathrm{Fr}_M = 0{,}058$ задовольняють умову можливості застосування формули (6.27).

За формулою (6.27):

$$\Gamma_в = 0{,}06\,\mathrm{Re}_M^{0{,}3}\,\mathrm{Fr}_M^{0{,}78}\,\Gamma_D^{-0{,}37} = 0{,}06 \cdot 5787^{0{,}3} \cdot 0{,}058^{0{,}78} \cdot 1{,}5^{-0{,}37} = 0{,}075.$$

Звідси глибина воронки:

$$h_в = \Gamma_в d = 0,075 \cdot 1,6 = 0,121 \text{ м.}$$

Висота заповнення апарата:

$$H = 1,15D = 1,15 \cdot 1,6 = 2,76 \text{ м.}$$

Оскільки глибина воронки значно менша висоти заповнення апарата, воронка суттєво не впливає на перемішування, а отже, за даного режиму роботи лопатевого перемішувача можна використовувати апарат з гладкими стінками.

***Задача* 5.** Визначити частоту приводного валу пропелерного перемішувача для зважування осаду твердих частинок в апараті з гладкими стінками, якщо відомо що: внутрішній діаметр апарата $D = 1200$ мм; симплекс $\Gamma_D = 4$; густина частинок $\rho_д = 1425$ кг/м^3; густина рідини $\rho_c = 992$ кг/м^3; динамічний коефіцієнт в'язкості рідини $\mu = 6,57 \cdot 10^{-4}$ Па·с; об'ємна частка частинок $\varphi = 0,28$; середній діаметр частинок $d_ч = 0,075$ мм.

Розв'язання:

Для суспензії густина за формулою (6.20):

$$\rho = \rho_д \varphi + \rho_c (1 - \varphi) = 1425 \cdot 0,28 + 992 \cdot (1 - \varphi) = 1113 \text{ кг/м}^3.$$

В'язкість суспензії з вмістом частинок більше 10 % за формулою (6.22) становить:

$$\mu = \mu_c (1 + 4,5\varphi) = 6,57 \cdot 10^{-4} \cdot (1 + 4,5 \cdot 0,28) = 1,485 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с.}$$

Діаметр перемішувача з формули (6.12):

$$d = \frac{D}{\Gamma_D} = \frac{1,2}{4} = 0,3 \text{ м.}$$

Різниця густин складових суспензії

$$\Delta_\rho = |\rho_д - \rho_c| = |1425 - 992| = 433 \text{ кг/м}^3.$$

Мінімальна частота обертання перемішувача, необхідна для зважування твердих частинок за формулою (6.26), з урахуванням коефіцієнтів (таблиця Д.6.2.18 додатку 6.2):

$$n = 20,6 \cdot \left(\frac{\Delta_\rho d_ч}{\rho} \right)^{0,5} \frac{D}{d^2} = 20,6 \cdot \left(\frac{433 \cdot 7,5 \cdot 10^{-5}}{1113} \right)^{0,5} \frac{1,2}{0,3^2} = 1,483 \text{ с}^{-1}.$$

Перевірка можливості застосування формули (6.26) для розрахунку частоти обертання у заданих умовах:

- модифікований критерій Рейнольдса за формулою (6.10):

$$\mathrm{Re}_M = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{1113 \cdot 1,483 \cdot 0,3^2}{1,485 \cdot 10^{-3}} = 100069;$$

- модифікований критерій Архімеда за формулою (6.23):

$$\mathrm{Ar}_M = \frac{\rho \Delta_\rho g d^3}{\mu^2} = \frac{1113 \cdot 433 \cdot 9,81 \cdot 0,3^3}{\left(1,485 \cdot 10^{-3}\right)^2} = 5,789 \cdot 10^{10};$$

- симплекс $\Gamma_ч$ за формулою (6.13):

$$\Gamma_ч = \frac{d_ч}{d} = \frac{7,5 \cdot 10^{-5}}{0,3} = 2,5 \cdot 10^{-4}.$$

Порівняння одержаних результатів з межами застосування формули (6.26) свідчить про можливість використання цієї формули у даному розрахунку.

За розрахованим у п. 5 значенням n з модельного ряду мотор-редукторів обираємо привод з номінальною частотою обертання валу $n = 90$ хв.$^{-1} = 1,5$ с$^{-1}$.

***Задача* 6.** На підставі порівняння витрат енергії на емульсування визначити, який з двох перемішувачів (пропелерний або закритий турбінний, обидва в апараті з відбивачами) краще підходить для проведення процесу, якщо відомо що: внутрішній діаметр апарата $D = 1800$ мм; симплекс $\Gamma_D = 3$; густина доданої рідини $\rho_д = 967,4$ кг/м^3; густина основної рідини $\rho_c = 998$ кг/м^3; динамічні коефіцієнти в'язкості доданої і основної рідин - $\mu_д = 0,1044$ Па·с і $\mu_c = 0,001$ Па·с; об'ємна частка частинок $\varphi = 0,55$; коефіцієнт міжфазного натягу $\sigma = 0,048$ Н/м.

Розв'язання:

Для емульсії густина за формулою (6.20):

$$\rho = \rho_д \varphi + \rho_с (1-\varphi) = 967,4 \cdot 0,55 + 998 \cdot (1-0,55) = 981,2 \text{ кг/м}^3.$$

В'язкість емульсії з вмістом доданої рідини більше 40 %, якщо в'язкість доданої рідини перевищує в'язкість основної рідини за формулою (6.21) буде

$$\mu = \frac{\mu_c}{1-\varphi}\left(1 + \frac{a\varphi\mu_\partial}{\mu_c + \mu_\partial}\right) = \frac{0,001}{1-0,55}\left(1 + \frac{6 \cdot 0,55 \cdot 0,1044}{0,001 + 0,1044}\right) = 9,486 \cdot 10^{-3} \text{ Па·с}.$$

Діаметр перемішувача з формули (6.12):

$$d = \frac{D}{\Gamma_D} = \frac{1,8}{3} = 0,6 \text{ м}.$$

Різниця густин складових суспензії:

$$\Delta_\rho = |\rho_д - \rho_с| = |967,4 - 998| = 30,6 \text{ кг/м}^3.$$

Мінімальна частота обертання для пропелерного перемішувача, необхідна емульсування за формулою (6.25), з урахуванням коефіцієнтів(таблиця Д.6.2.17 додатку 6.2):

$$n = 6,05 \cdot \frac{\Delta_\rho^{0,315} \sigma^{0,185} D^{0,67}}{\rho^{0,5} d^{1,54}} = 6,05 \cdot \frac{30,6^{0,315} 0,048^{0,185} 1,8^{0,67}}{981,2^{0,5} 0,6^{1,54}} = 4,135 \text{ с}^{-1}.$$

Перевірка можливості застосування формули (6.25) для розрахунку частоти обертання у заданих умовах:

- модифікований критерій Рейнольдса за формулою (6.10):

$$\mathrm{Re}_M = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{981,2 \cdot 4,135 \cdot 0,6^2}{9,486 \cdot 10^{-3}} = 153971;$$

- модифікований критерій Архімеда за формулою (6.23):

$$\mathrm{Ar}_M = \frac{\rho \Delta_\rho g d^3}{\mu^2} = \frac{981,2 \cdot 30,6 \cdot 9,81 \cdot 0,6^3}{\left(9,486 \cdot 10^{-3}\right)^2} = 7,068 \cdot 10^8;$$

- співвідношення:

$$\frac{\mathrm{Re}_M}{\mathrm{We}_M} = \frac{\sigma}{\mu n d} = \frac{0,048}{9,486 \cdot 10^{-3} \cdot 4,135 \cdot 0,6} = 3310.$$

Порівняння одержаних результатів з межами застосування формули (6.25) свідчить про можливість використання цієї формули у даному розрахунку.

За даними на рисунку 6.51, для пропелерного перемішувача з $\Gamma_D = 3$ в апараті з відбивачами значенню $\mathrm{Re}_M = 153971$ відповідає значення критерію потужності $\mathrm{K}_N = 0,34$.

За формулою (6.17) потужність для пропелерного перемішувача буде:

– $$N_1 = \mathrm{K}_N \rho n^3 d^5 = 0,34 \cdot 981,2 \cdot 4,135^3 \cdot 0,6^5 = 1834 \text{ Вт.}$$

Мінімальна частота обертання для закритого турбінного перемішувача, необхідна емульсування за формулою (6.25), з урахуванням коефіцієнтів, (таблиця Д.6.2.17 додатку 6.2):

$$n = 4,72 \cdot \frac{\Delta_\rho^{0,315} \sigma^{0,185} D^{0,67}}{\rho^{0,5} d^{1,54}} = 4,72 \cdot \frac{30,6^{0,315} 0,048^{0,185} 1,8^{0,67}}{981,2^{0,5} 0,6^{1,54}} = 3,226 \text{ с}^{-1}.$$

Перевірка можливості застосування формули (6.25) для розрахунку частоти обертання у заданих умовах:

- модифікований критерій Рейнольдса:

$$\mathrm{Re}_M = \frac{\rho n d^2}{\mu} = \frac{981,2 \cdot 3,226 \cdot 0,6^2}{9,486 \cdot 10^{-3}} = 120124;$$

- модифікований критерій Архімеда:

$$\mathrm{Ar}_M = \frac{\rho \Delta_\rho g d^3}{\mu^2} = \frac{981,2 \cdot 30,6 \cdot 9,81 \cdot 0,6^3}{\left(9,486 \cdot 10^{-3}\right)^2} = 7,068 \cdot 10^8;$$

- співвідношення:

$$\frac{\mathrm{Re}_M}{\mathrm{We}_M} = \frac{\sigma}{\mu n d} = \frac{0,048}{9,486 \cdot 10^{-3} \cdot 3,226 \cdot 0,6} = 4242.$$

Порівняння одержаних результатів з межами застосування формули (6.25) свідчить про можливість використання цієї формули у даному розрахунку.

За даними на рисунку 6.52, для закритого турбінного перемішувача з $\Gamma_D = 3$ в апараті з відбивачами значенню $\mathrm{Re}_M = 120124$ відповідає значення критерію потужності $\mathrm{K}_N = 1,15$.

За формулою (6.17) потужність для закритого турбінного перемішувача буде:

– $$N_2 = \mathrm{K}_N \rho n^3 d^5 = 1,15 \cdot 981,2 \cdot 3,266^3 \cdot 0,6^5 = 2946 \text{ Вт.}$$

Порівняння величини потужностей N_1 і N_2 вказує на доцільність вибору, з енергетичної точки зору, пропелерного перемішувача, оскільки він у заданих умовах споживає значно менше енергії.

6.9.4. Приклад програми розрахунку рідинної мішалки в *Mathcad*

1. *Вхідні дані:*

Діаметр корпуса мішалки:

м $\quad D := 1.6$

Динамічна в'язкість дисперсійного середовища:

Па·с $\quad \mu := 104.4 \cdot 10^{-3}$

Густина дисперсійного середовища:

$\frac{кг}{м^3} \quad \rho_0 := 1039$

Густина дисперсійної фази:

$\frac{кг}{м^3} \quad \rho_ч := 3100$

Найбільший розмір частинок дисперсної фази:

м $\quad d_ч := 1.8$

Типи мішалок:

$Тип_1 := 5$ шестилопатева

$Тип_2 := 11$ відкрита турбіння з пласкими лопатями

Розрахунки:

1.1. Діаметр мішалки 1:

$$d_{м.1} := \begin{cases} \frac{D}{3} & \text{if } 1 \le Тип_1 \le 2 \\ \frac{D}{2} & \text{if } 3 \le Тип_1 \le 4 \\ \frac{D}{1.11} & \text{if } Тип_1 = 5 \\ \frac{D}{3} & \text{if } 10 \le Тип_1 \le 14 \end{cases} = \frac{1.6}{1.11} = 1.441 \quad м$$

1.2. Діаметр мішалки 2:

$$d_{м.2} := \begin{cases} \frac{D}{3} & \text{if } 1 \le Тип_2 \le 2 \\ \frac{D}{2} & \text{if } 3 \le Тип_2 \le 4 \\ \frac{D}{1.11} & \text{if } Тип_2 = 5 \\ \frac{D}{3} & \text{if } 10 \le Тип_2 \le 14 \end{cases} = \frac{1.6}{3} = 0.533 \quad м$$

2.1. Ширина лопаті мішалки 1:

$$b_1 := \begin{cases} d_{м.1} \cdot 0.25 & \text{if } Тип_1 = 1 \\ d_{м.1} \cdot 0.167 & \text{if } Тип_1 = 2 \\ d_{м.1} \cdot 0.885 & \text{if } 3 \le Тип_1 \le 4 \\ d_{м.1} \cdot 0.066 & \text{if } Тип_1 = 5 \\ d_{м.1} \cdot 0.2 & \text{if } Тип_1 = 10 \\ d_{м.1} \cdot 0.25 & \text{if } Тип_1 = 11 \\ d_{м.1} \cdot 0.125 & \text{if } Тип_1 = 12 \\ d_{м.1} & \text{if } 13 \le Тип_1 \le 14 \end{cases} = 1.441 \cdot 0.066 = 0.095 \quad м$$

2.2. Ширина лопаті мішалки 2:

$$b_2 := \begin{cases} d_{м.2} \cdot 0.25 & \text{if } Тип_2 = 1 \\ d_{м.2} \cdot 0.167 & \text{if } Тип_2 = 2 \\ d_{м.2} \cdot 0.885 & \text{if } 3 \le Тип_2 \le 4 \\ d_{м.2} \cdot 0.066 & \text{if } Тип_2 = 5 \\ d_{м.2} \cdot 0.2 & \text{if } Тип_2 = 10 \\ d_{м.2} \cdot 0.25 & \text{if } Тип_2 = 11 \\ d_{м.2} \cdot 0.125 & \text{if } Тип_2 = 12 \\ d_{м.2} & \text{if } 13 \le Тип_2 \le 14 \end{cases} = 0.533 \cdot 0.25 = 0.133 \quad м$$

3. Висота шару рідини в мішалці:

$$\text{м} \quad H := \frac{D}{1} = \frac{1.6}{1} = 1.6$$

4. Значення коефіцієнтів для мішалок 1 та 2:

$$\text{Тип}_1 = 5 \qquad \text{Тип}_2 = 11$$

$$C_1 := \begin{cases} 0.105 & \text{if } \text{Тип}_1 \le 5 \\ 0.25 & \text{if } \text{Тип}_1 \ge 10 \end{cases} = 0.105 \qquad C_2 := \begin{cases} 0.105 & \text{if } \text{Тип}_2 \le 5 \\ 0.25 & \text{if } \text{Тип}_2 \ge 10 \end{cases} = 0.25$$

$$k_1 := \begin{cases} 0.6 & \text{if } \text{Тип}_1 \le 5 \\ 0.57 & \text{if } \text{Тип}_1 \ge 10 \end{cases} = 0.6 \qquad k_2 := \begin{cases} 0.6 & \text{if } \text{Тип}_2 \le 5 \\ 0.57 & \text{if } \text{Тип}_2 \ge 10 \end{cases} = 0.57$$

$$l_1 := \begin{cases} 0.8 & \text{if } \text{Тип}_1 \le 5 \\ 0.37 & \text{if } \text{Тип}_1 \ge 10 \end{cases} = 0.8 \qquad l_2 := \begin{cases} 0.8 & \text{if } \text{Тип}_1 \le 5 \\ 0.37 & \text{if } \text{Тип}_1 \ge 10 \end{cases} = 0.8$$

$$m_1 := \begin{cases} 0.4 & \text{if } \text{Тип}_1 \le 5 \\ 0.33 & \text{if } \text{Тип}_1 \ge 10 \end{cases} = 0.4 \qquad m_2 := \begin{cases} 0.4 & \text{if } \text{Тип}_2 \le 5 \\ 0.33 & \text{if } \text{Тип}_2 \ge 10 \end{cases} = 0.33$$

$$n_1 := \begin{cases} 1.9 & \text{if } \text{Тип}_1 \le 5 \\ 1.15 & \text{if } \text{Тип}_1 \ge 10 \end{cases} = 1.9 \qquad n_2 := \begin{cases} 1.9 & \text{if } \text{Тип}_2 \le 5 \\ 1.15 & \text{if } \text{Тип}_2 \ge 10 \end{cases} = 1.15$$

5. Значення критеріїв та симплексів подібності:

Критерій Галілео для мішалки 1:

$$Ga_1 := \frac{d_{м.1}^{\,3}\,\rho_0^{\,2}\cdot g}{\mu^2} = \frac{1.441^3\cdot 1039^2\cdot 9.81}{\left(104.4\cdot 10^{-3}\right)^2} = 2.907\times 10^9$$

$$\frac{м}{c^2}\ g \equiv 9.81$$

Критерій Галілео для мішалки 2:

$$Ga_2 := \frac{d_{м.2}^{\,3}\,\rho_0^{\,2}\cdot g}{\mu^2} = \frac{0.533^3\cdot 1039^2\cdot 9.81}{\left(104.4\cdot 10^{-3}\right)^2} = 1.471\times 10^8$$

$$S_\rho := \frac{\rho_ч}{\rho_0} = \frac{3100}{1039} = 2.984$$

$$\Gamma_{d.ч.1} := \frac{d_ч}{d_{м.1}} = \frac{1.8}{1.441} = 1.249$$

$$\Gamma_{d.ч.2} := \frac{d_ч}{d_{м.2}} = \frac{1.8}{0.533} = 3.377$$

$$\Gamma_{D.1} := \frac{D}{d_{м.1}} = \frac{1.6}{1.441} = 1.11$$

$$\Gamma_{D.2} := \frac{D}{d_{м.2}} = \frac{1.6}{0.533} = 3.002$$

6.1. Критерій Рейнольдса для мішалки 1:

$$Re_1 := C_1 \cdot Ga_1^{k_1} \cdot S_\rho^{l_1} \cdot \Gamma_{d.ч.1}^{m_1} \cdot \Gamma_{D.1}^{n_1} = 1.599 \times 10^5$$

6.2. Критерій Рейнольдса для мішалки 2:

$$Re_2 := C_2 \cdot Ga_2^{k_2} \cdot S_\rho^{l_2} \cdot \Gamma_{d.ч.2}^{m_2} \cdot \Gamma_{D.2}^{n_2} = 1.435 \times 10^5$$

7.1. Частота обертання для мішалки 1:

$$\frac{об}{с} \quad n_{м.1} := Re_1 \cdot \frac{\mu}{\rho_0 \cdot d_{м.1}^2} = 1.599 \cdot 10^5 \cdot \frac{104.4 \cdot 10^{-3}}{1039 \cdot 1.441^2} = 7.738$$

7.2. Частота обертання для мішалки 2:

$$\frac{об}{с} \quad n_{м.2} := Re_2 \cdot \frac{\mu}{\rho_0 \cdot d_{м.2}^2} = 1.435 \cdot 10^5 \cdot \frac{104.4 \cdot 10^{-3}}{1039 \cdot 0.533^2} = 50.755$$

8.1. Значення модифікованого критерію Ейлера для мішалки 1 за графіком:

$$Eu_{м.1} := 0.59$$

8.2. Значення модифікованого критерію Ейлера для мішалки 2 за графіком:

$$Eu_{м.2} := 6.1$$

9.1. Споживча потужність мішалки 1:

$$Вт \quad N_1 := Eu_{м.1} \cdot n_{м.1}^3 \cdot \rho_0 \cdot d_{м.1}^5 = 0.59 \cdot 7.738^3 \cdot 1039 \cdot 1.441^5 = 1.765 \times 10^6$$

9.2. Споживча потужність мішалки 2:

$$Вт \quad N_2 := Eu_{м.2} \cdot n_{м.2}^3 \cdot \rho_0 \cdot d_{м.2}^5 = 6.1 \cdot 50.755^3 \cdot 1039 \cdot 0.533^5 = 3.565 \times 10^7$$

6.9.5. Контрольні запитання

1. Які основні види перемішування розрізняють у рідкому середовищі та за рахунок чого вони реалізуються?
2. Яку конструкцію мають рідинні мішалки?
3. Які основні фактори характеризують роботу мішалок?
4. Від чого залежить ефективність перемішування при одержанні суспензій?
5. Від чого залежить ефективність перемішування при одержанні емульсій?
6. За якими параметрами визначають інтенсивність перемішування?
7. Яким чином можна встановити доцільність перемішування?
8. Від чого залежать та як визначаються витрати енергії при роботі апарата із перемішуючим пристроєм у пусковий та робочий періоди?
9. Які існують конструкції механічних мішалок? Їхні переваги та недоліки.
10. Які перемішувачі застосовують для перемішування рідин із високою в'язкістю?
11. Які перемішувачі застосовують для перемішування при проведенні хімічних реакцій між рідиною і газом?
12. Від чого залежить частота обертання вала перемішуючого пристрою та як її можна визначити за допомогою значення модифікаваного критерію Рейнольдса $Re_м$?
13. Чи існують обмеження значення частоти обертання вала перемішуючого пристрою?

6.10. РОЗРАХУНОК АПАРАТА ІЗ ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ

6.10.1. Теоретичні відомості

Специфічна взаємодія газу або рідини із зернистим матеріалом, в результаті чого утворюється дисперсія, що має властивості рідини, називається псевдо рідиною, а сам процес – псевдозрідженням. Схему взаємодії зріджуючого агенту та твердої частки при псевдозрідженні наведено на рисунку 6.55.

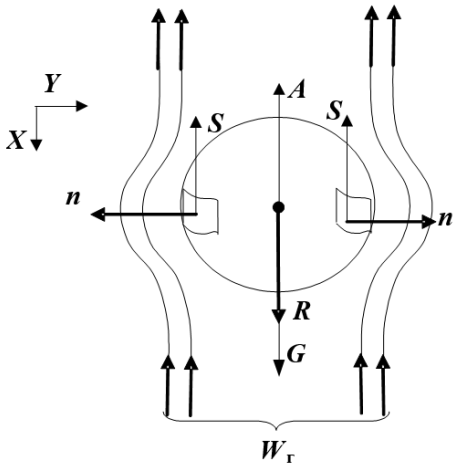


Рисунок 6.55. Схема взаємодії зріджуючого агенту та твердої частки

Вектор руху зріджуючого агента протилежний за напрямком вектору сили тяжіння.

Сила гідродинамічного опору направлена в сторону, протилежну напрямку дії вектора сили тяжіння G і визначається $S = f(W_г)$.

Таким чином, можливі варіанти:

1) $G - A - S_1 = R$; $R > 0$; $W_г < W_{кр}$

2) $G - A - S_2 = R$; $G - A = S_2$; $R = 0$; $W_г = W_{кр}$

3) $G - A - S_3 = R$; $R < 0$; $W_г > W_{кр}$

$G - A < S_3$

Шар часток зернистого матеріалу при проходженні крізь нього потоку газу (або рідини) може залишитися нерухомим (щільним). У цьому випадку кожна частинка стикається з іншою та об’єм шару є постійним навіть при невеликому збільшенні швидкості потоку газу $W_г$, рисунок 6.56 *а*. Подальше збільшення $W_г$

призводить до того, що частки починають вібрувати, рисунок 6.56 *б*, потім вібрація посилюється і декотрі частки з глибини шару пересуваються до його поверхні, рисунок 6.56 *в*.

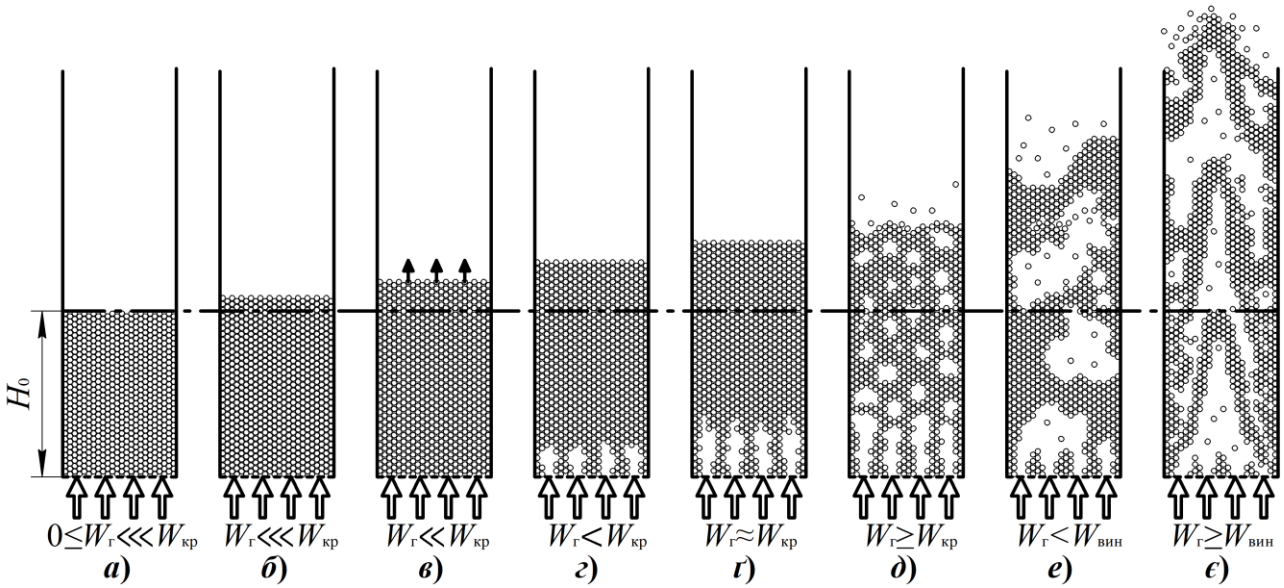


Рисунок 6.56. Характер взаємодії газу із шаром зернистого матеріалу

При цьому, висота шару H майже не змінюється відносно початкової висоти нерухомого шару зернистого матеріалу H_0, рисунок 6.57 (ділянка *a–b'*). Гідравлічний опір шару ΔP із підвищенням швидкості потоку газу збільшується по ступеневому закону, рисунок 6.58 (ділянка *a–b'*), причому показник ступені n залежить від значення критерію Рейнольдса Re (зі збільшенням Re величина n змінюється від 1.0 до 2.0).

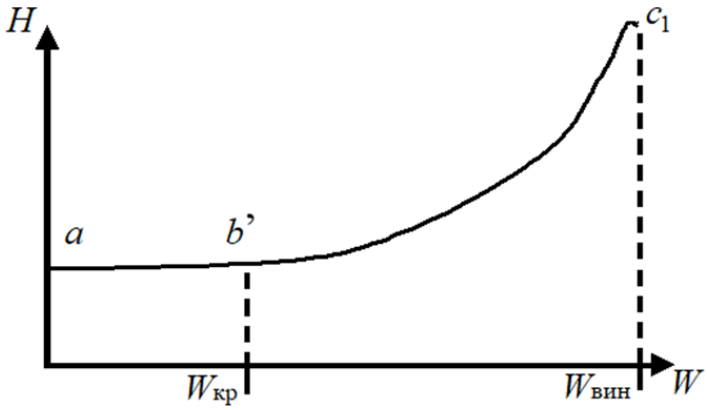


Рисунок 6.57. Зміна висоти H псевдозрідженого шару в залежності від швидкості потоку газу

При певній швидкості потоку газу, що є меншою $W_{кр}$ шар небагато розбухає, і в результаті пересування часток з нижньої частини шару до поверхні в ньому утворюються канали, рисунок 6.56 *г*.

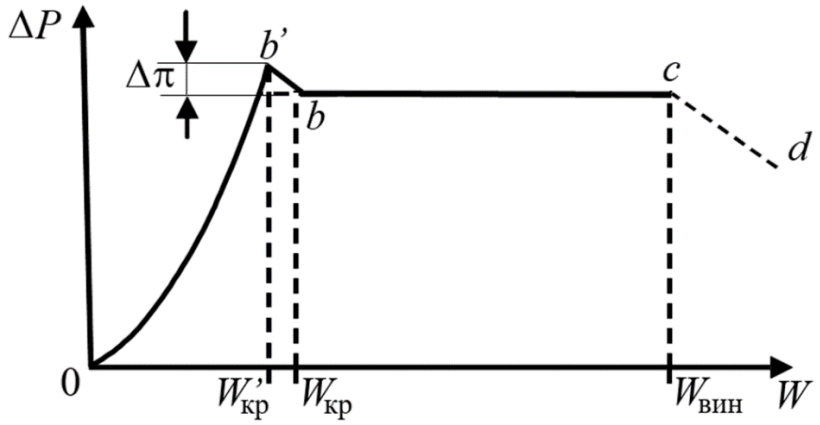


Рисунок 6.58. Зміна гідравлічного опору шару в залежності від швидкості потоку газу (крива псевдозрідження)

Із наступним збільшенням швидкості потоку газу до так званої критичної ($W_{кр}$) шар ще більше зростає в об'ємі, рисунок 6.56 *г* та значення ΔP зменшується, рисунок 6.58 (ділянка *b'–b*). Тепер навіть незначне зростання швидкості $W_г$ призводить до розриву шару дрібними газовими прошарками рисунок 6.56 *д*, всі тверді частки приходять у рух – починається псевдозрідження, рисунок 6.58 (точка *b*). При подальшому збільшенні швидкості потоку газу гідравлічний опір ΔP залишається майже незмінним, рисунок 6.58 (ділянка *b–c*), та рівним вазі шару, що приходиться на одиницю площі, а порозність (частка вільного об'єму) та висота шару пояснюється перебудовою його структури – на подолання сил зчеплення між твердими частками, для чого необхідна додаткова витрата енергії.

У шарі дрібних часток, а також часток, схильних до злипання, газові бульбашки зливаються під час руху вверх та утворюють канали, через які значна частина газу проходить, не контактуючи з матеріалом. Якщо шар складається з часток різних розмірів, то спочатку у псевдозріджений стан переходять самі дрібні частки, які, піднімаючись догори, також призводять до утворення каналів.

При порівняно високих швидкостях газу (найбільш часто у шарах великої висоти) газові бульбашки зливаються по горизонталі і заповнюють весь перетин

апарату, розриваючи шар та утворюючи “поршні”, рисунок 6.56 *е*. Ці скупчення часток підкидаються вгору і знову падають вниз, причому гідравлічний опір шару коливається. Амплітуда пульсацій зростає із збільшенням висоти шару та швидкості потоку газу. Зернистий матеріал просипається крізь газові прошарки, що піднімаються, невеликими агломератами або окремими частинками. Для сушіння такий режим використовувати не бажано, оскільки при цьому контакт між фазами погіршується.

Коли швидкість потоку газу буде вище швидкості виносу часток, $W_{вин}$, утворюється газовий струмінь, який проходить через шар та вздовж вісі, то поблизу стінки апарату, рисунок 6.56 *є*, при цьому частки починають переміщатися газовим потоком в напрямку руху газового потоку – наступає режим пневмотранспорту. Внаслідок зменшення ваги шару значення ΔP зменшується.

Перехід нерухомого шару у псевдозріджений та характер псевдозрідження залежать від багатьох факторів, в тому числі і від конструкції апарату. Найбільш сприятливі умови утворення псевдозрідженого шару спостерігаються при сферичній формі часток та їх однорідному фракційному складі, причому стійке псевдозрідження має місце при збільшенні порозності шару у порівнянні із нерухомим на 0.15. Для нерухомого шару, що складається з сферичних часток, Федоров рекомендує приймати порозність ε=0.4; тоді початок стійкої роботи відповідає ε=0.55. Стійке псевдозрідження в щільній фазі спостерігається до ε=0.75. Особливістю щільної фази є нерухомість шару в цілому відносно стінок апарату. При збільшенні швидкості потоку газу ($\varepsilon \approx 0.9$) досягається стан шару, що називають розрідженою фазою.

Великі частинки однакового розміру схильні до утворення шару з барботажем великих бульбашок. Додавання до такого шару порції частинок з меншими розмірами збільшує однорідність псевдозрідження, газові бульбашки стають меншими.

Тверді частки, що схильні до злежування або агрегування, утворюють у області із наскрізними каналами, що при швидкостях газу, близьких до початку

псевдозрідження. Газ проходить по цим каналам, залишаючи практично нерухомою основну масу частинок твердого матеріалу.

6.10.2. Методика розрахунку апарата із псевдозрідженим шаром

<u>Мета розрахунку:</u>

Визначення конструктивно-технологічних розмірів гранулятора із псевдозрідженим шаром, а також параметрів процесу грануляції органо-мінеральних добрив.

<u>Вихідні дані до розрахунку:</u>

Продуктивність гранулятора псевдозрідженого шару по гранульованому продукту, кг/год: G_2;

Еквівалентний діаметр твердих частинок у шарі, мм: d_e;

Розрахунковий коефіцієнт грануляції, %: ψ.

Порозність нерухомого шару: ε_0;

Вміст сухих компонентів у робочому розчині, що подається на грануляцію, %(мас): $x_р$;

Температура газового теплоносія-зріджувального агента на вході в калорифер (нагрівач), °С: t_0;

Температура газового теплоносія-зріджувального агента на вході в шар зернистого матеріалу, °С: t_1;

Температура шару зернистого матеріалу, °С: t_2;

Температура початкових центрів грануляції до гранулятора, °С: θ_1;

Густина твердого гранульованого продукту (центрів грануляції), кг/м^3: $\rho_т$;

Теплоємність твердого гранульованого продукту (центрів грануляції), кДж/(кг·°С): $C_м$;

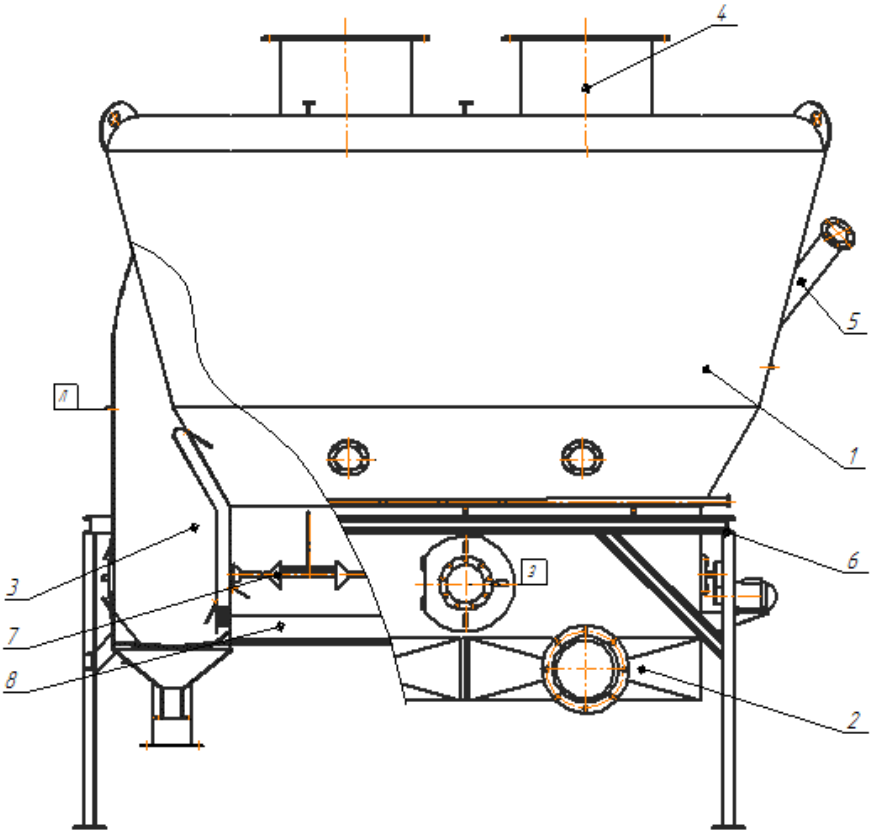
Теплоємність води, кДж/(кг·°С): $C_в$;

Вологовміст теплоносія перед калорифером, %: x_0;

Кінцева вологість гранульованого продукту, %: u_2;

Коефіцієнт, що враховує втрати робочого розчину, що подається на зневоднення в магістралі: α.

Значення вихідних даних для розрахунку рідинної мішалки наведено в пункті Д.6.1.9 додатку 6.1. Розрахункову схему гранулятора псевдозрідженого шару наведено на рисунку 6.59.



1 – корпус; 2 – вхідний дифузор; 3 – сепаратор; 4 – вихідні патрубки відпрацьованого теплоносія; 5 – патрубок для введення зернистого шару; 6 – опори; 7 – диспергатор; 8 – пластини ГРП

Рисунок 6.59. Розрахункова схема гранулятора псевдозрідженого шару

3D модель гранулятора наведено на рисунку 6.60 відповідно до розрахункової схеми.

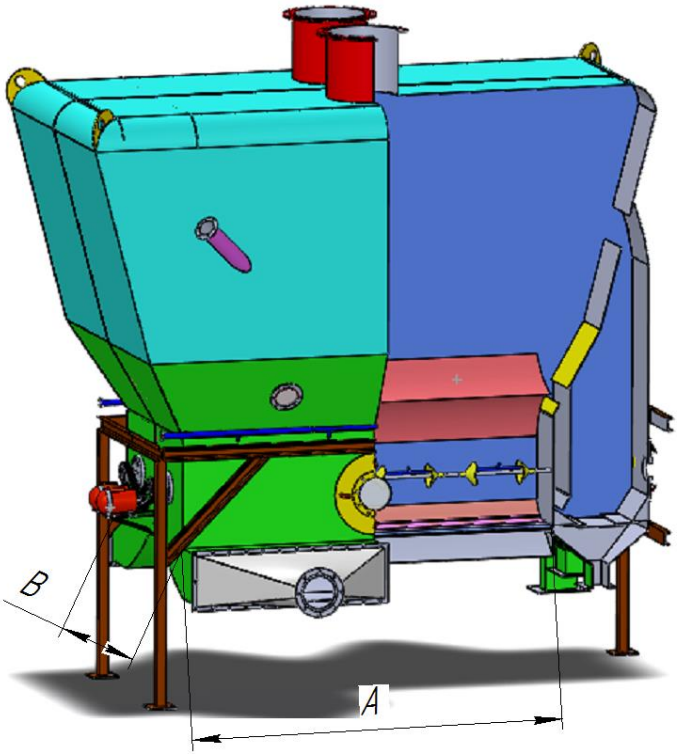


Рисунок 6.60. 3D модель гранулятора псевдозрідженого шару

Визначення основних теплофізичних параметрів зріджувального агента-теплоносія.

Густина газового теплоносія-зріджувального агенту на вході в шар зернистого матеріалу(при t_1), кг/м^3:

$$\rho_{\text{газ.}(t_1)} = 1.29\frac{273}{273+t_1}$$

Кінематична в'язкість газового теплоносія-зріджувального агента (при t_1), м^2/с:

$$\nu_{\text{газ.}(t_1)} = 1.064\cdot 10^{-7} t_1 + 1.258\cdot 10^{-5}$$

Динамічна в'язкість газового теплоносія-зріджувального агенту на вході в шар зернистого матеріалу (при t_1), Па×с:

$$\mu_{\text{газ.}(t_1)} = \rho_{\text{газ.}(t_1)} \upsilon_{\text{газ.}(t_1)}$$

Розрахунок матеріального балансу гранулятора із псевдозрідженим шаром

Необхідні витрати рідкого розчину з урахуванням заданої продуктивності гранулятора по гранульованому продукту G_2 та коефіцієнта грануляції ψ, кг/с:

$$G_1 = \frac{G_2(1+\alpha)(100-u_2)}{x_р \psi}$$

Тоді кількість вологи, яку необхідно випарувати в процесі грануляції, кг/с:

$$M_в = G_1 - \frac{G_2}{3600}$$

Тепловий розрахунок гранулятора із псевдозрідженим шаром

Температура шару зернистого матеріалу у псевдозрідженому шарі приймається в середньому на 2°С меншою температури газового теплоносія (зріджувального агенту), що виходить з нього, °С:

$$t_ш = t_2 - 2$$

Прийнято модель повного перемішування матеріалу в грануляторі із псевдозрідженим шаром і таким чином є правильним припущення, що температура гранульованого продукту після апарата є рівною температурі частинок у шарі зернистого матеріалу, °С:

$$\theta_2 = t_ш$$

Витрати теплоти з висушеним матеріалом, віднесеної до 1 кг вологи, що випаровується, кДж/кг:

$$q_м = \frac{G_2 C_м (\theta_2 - \theta_1)}{M_в}$$

Загальні теплові втрати віднесені до 1 кг вологи, що випаровується, кДж/кг:

$$\Delta = 1.15(C_в \theta_1 - q_м)$$

Витрати теплоти в оточуюче середовище приймаються 15% від загальних, кДж/кг:

$$q_п = 0.15\Delta .$$

Ентальпія теплоносія при вході до калорифера, кДж/кг:

$$I_0 = 1.01 t_0 + (2493 + 1.97 t_0) x_0$$

Ентальпія теплоносія при виході із теплогенератора та при вході в шар зернистого матеріалу, кДж/кг:

$$I_1 = 1.01t_{\text{вх}} + \left(2493 + 1.97t_{\text{вх}}\right)x_0$$

Вологовміст теплоносія при виході із шару зернистого матеріалу та гранулятора, $кг_{в.}/кг_{п.}$:

$$x_2 = \frac{-I_1 + x_0\Delta - t_2}{\Delta + 1.97t_2 + 2493}$$

Питомі витрати теплоти, кДж/кг:

$$q = \frac{I - I_0}{x_2 - x_0},$$

де I=43.465 – ентальпія при температурі мокрого термометра, кДж/кг.

Теплота пароутворення для води при температурі шару $t_{ш}$, кДж/кг:

$$r_{ш} = -2.362t_{ш} + 2501$$

Тепловий коефіцієнт корисної дії проектованого гранулятора із псевдозрідженим шаром, %:

$$\eta = \frac{r_{ш}}{q}100\%$$

Загальні витрати теплоти, кВт:

$$Q = qM_{в}$$

За одержаними даними приймається електрокалорифер (для спрощення розрахунків у даному випадку приймаємо калорифер типу СФО 100, з потужністю E=500 кВт, та коефіцієнтом використання тепла $\eta_к$=75%).

Тоді необхідна кількість електрокалориферів, що забезпечить необхідні витрати теплоти:

$$n_K = \frac{Q}{E\eta_к}$$

За результатами розрахунків визначено, що для забезпечення необхідної витрати теплоти необхідно застосовувати 4 калорифери типу СФО 100, з потужністю 500 кВт.

Питомі витрати абсолютно сухого повітря, $кг_{п.}/кг_{в.}$:

$$l_{\text{с}} = \frac{1}{x_2 - x_0}$$

Загальні витрати газового теплоносія-зріджувального агенту, $кг_{пов}$/с:

$$L_{\text{пов}} = l_{\text{с}} M_{\text{в}}$$

Тоді середні об'ємні витрати вологого повітря, нагрітого до температури t_1, $м^3$/с:

$$V_{\text{пов}} = \frac{L_{\text{пов}}}{\rho_{\text{газ}(t_1)}}$$

За одержаним значенням об'ямних витрат обирається вентилятор (газодувка).

Розрахунок робочої швидкості газового теплоносія (зріджувального агента) в апараті із псевдозрідженим шаром

Критерій Архімеда з урахуванням розміру частинок шару зернистого матеріалу (еквівалентного діаметра гранул $d_{\text{е}}$):

$$\text{Ar} = \frac{\text{g} d_{\text{е}}^3 \left(\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{газ}(t_1)}\right)}{\nu_{\text{газ}}^2 \rho_{\text{газ}(t_1)}}$$

де $\nu_{\text{газ}}$ – коефіцієнт кінематичної в'язкості зріджувального агенту при температурі t_1, $м^2$/с; $\rho_{\text{газ}(t1)}$ – густина зріджувального агенту при температурі t_1, кг/$м^3$; g=9.81 прискорення вільного падіння, м/$с^2$.

Критерій Рейнольдса початку псевдозрідження з урахуванням розміру частинок шару зернистого матеріалу $d_{\text{е}}$=2.5 мм (еквівалентного діаметра гранул):

$$\text{Re}_{\text{кр}} = \frac{\text{Ar}}{1400 + 5.22\sqrt{\text{Ar}}}$$

Критична швидкість початку псевдозрідження з урахуванням розміру частинок шару зернистого матеріалу $d_{\text{е}}$=2.5 мм (еквівалентного діаметра гранул) становить, м/с:

$$W_{\text{кр}} = \frac{\text{Re}_{\text{кр}} \nu_{\text{газ}}}{d_{\text{е}}}$$

З урахуванням еквівалентного діаметру твердих частинок шару зернистого матеріалу визначаємо питому поверхню шару в 1 кубометрі, м^2/м^3:

$$\sigma = \frac{6(1-\varepsilon_0)}{d_e}$$

Робоче число псевдозрідження для шару зернистого матеріалу висотою H_0=0.32 м з еквівалентним діаметром частинок d_e=2.5 мм при застосуванні газорозподільного пристрою щілинного типу із коефіцієнтом живого перерізу φ=3.2% становить:

$$K_w = 1{,}179 \cdot \ln(\sigma H_0) - 5{,}2391$$

За значенням K_w визначається робоча швидкість газового теплоносія, м/с:

$$W_р = K_w W_{кр}$$

Розрахунок геометричних розмірів камери гранулятора псевдозрідженого шару та зони газорозподільного пристрою

Розрахункова приведена площа апарата, при якій забезпечується неоднорідне струменево-пульсаційне псевдозрідження в автоколивальному режимі із розрахунковою швидкістю псевдозрідження $W_р$, м^2:

$$F_A = \frac{V_{пов}}{W_р}$$

При цьому необхідно забезпечити площу апарата в сепараційному просторі, м^2:

$$F_{С.П.} = \frac{3V_{пов}}{W_р}$$

Необхідна поверхня шару визначається з умов масообміну.

Кількість вологи, яку необхідно відвести з шару зернистого матеріалу при грануляції із заданою продуктивністю по гранульованому продукту, кг$_{вол.}$/год:

$$M_{вг} = 3600 M_в$$

Експериментально встановлено, що при грануляції органо-мінеральних гумінових добрив у псевдозрідженому шарі при неоднорідному струменево-пульсаційному режимі псевдозрідження у випадку зневоднення

висококонцентрованих гетерогенних рідких систем максимальні значення питомого навантаження поверхні шару зернистого матеріалу за вологою $a_{f(досл)}$=0.75кг$_{вол.}$/(м^{2}год) [1] при корисній різниці температур $\Delta T_{досл}$=100 °С.

За даних умов при температурі введення зріджувального агенту в шар зернистого матеріалу $T_{вх}$=350 ºС корисна різниця температур становитиме, ºС:

$$\Delta T = t_1 - t_{ш} = 350 - 95$$

Значення питомого навантаження поверхні шару за вологою буде, кг$_{вол.}$/(м^{2}год):

$$a_f = a_{f\,(досл)} \frac{\Delta T}{\Delta T_{досл}}$$

де $a_{f(досл)}$=0.75 – дослідно одержане значення питомого навантаження поверхні шару за вологою при неоднорідному струменево-пульсаційному псевдозрідженні, кг$_{вол.}$/(м^{2}год);

$\Delta T_{досл}$=100 – дослідно одержане значення корисній різниці температур при неоднорідному струменево-пульсаційному псевдозрідженні, °С.

Тоді необхідна поверхня шару, при якій забезпечується ефективне видалення заданої кількості вологи, м^2:

$$f_{ш} = \frac{M_{вг}}{a_f / 3600}$$

Тоді з умов масообміну необхідний об’єм шару зернистого матеріалу для випаровування заданої кількості вологи, м^3:

$$V_{ш} = \frac{f_{ш}}{\sigma}$$

Індекс поверхні шару, м$_{ш}^2$/м$_{ГРП}^2$:

$$i_{П.Ш.} = 0.333 \cdot \sigma$$

Необхідна поверхня газорозподільного пристрою (ГРП) буде, м^2:

$$f_{ГРП} = \frac{f_{ш}}{i_{П.Ш.}}$$

Ширина гранулятора в зоні ГРП у випадку паралельного розташування секцій, м:

$$B = f_{\text{ГРП}} / A_1$$

де A_1=0.9 – прийнята довжина секції гранулятора у зоні ГРП, м.

Кількість секцій гранулятора із геометричними розмірами в зоні ГРП $A_1 \times B_1$=0.9×0.5 м, одиниць:

$$n = B / B_1$$

Остаточна кількість секцій із розмірами $A_1 \times B_1$=0.9×0.5 м приймається з округленням до цілого значення (у більшу сторону).

Тоді приведена робоча площа апарату, м^2:

$$F_{A.\text{роб.}} = n_{\text{секцій}} A_1 B_1$$

Далі необхідно зробити перерахунок необхідних витрат енергії, з урахуванням прийнятої кількості секцій для забезпечення робочої швидкості газу, що відповідає якісному режиму псевдозрідження при грануляції, м^3/с:

$$V_{\text{г(робоче)}} = W_{\text{р}} F_A$$

Гідравлічний розрахунок апарата із псевдозрідженим шаром

Гідравлічний опір шару зернистого матеріалу, Па:

$$\Delta P_{\text{ш}} = \rho_{\text{т}} g (1 - \varepsilon_0) H_0$$

де H_0=0.32 – початкова висота нерухомого шару зернистого матеріалу, м.

Швидкість газу в щілинах газорозподільного пристрою із коефіцієнтом живого перерізу φ=3.2%, м/с:

$$W_{\text{щ}} = \frac{V_{\text{пов}}}{A_1 B_1 n \left(\dfrac{\varphi}{100\%} \right)}$$

Гідравлічний опір газорозподільного пристрою, Па:

$$\Delta P_{\text{грп}} = \xi \frac{W_{\text{щ}}^2 \rho_{\text{газ}(t_1)}}{2}$$

де $\xi = 2.41$ – коефіцієнт гідравлічного опору ГРП щілинного типу із коефіцієнтом живого перерізу φ=3.2%.

Загальний гідравлічний опір гранулятора без врахування гідравлячного опору в штуцерах підведення та ведведення зріджувального агенту, Па:

$$\Sigma\Delta P = \Delta P_{ш} + \Delta P_{грп}$$

Після цього обирається відповідне насосне обладнання із запасом ΔP=10÷20%:

$$\Sigma\Delta P_{роб} = 1.2\Sigma\Delta P$$

Необхідна потужність, Вт:

$$N = V_{пов}\Sigma\Delta P_{роб}$$

Індекс потужності, що характеризує витрати енергії на 1 кг готової продукції, кВт/кг$_{продукту}$:

$$J_N = \frac{N}{G_2}$$

6.10.3. Приклад програми розрахунку апарата із псевдозрідженим шаром в *Mathcad*

Вихідні дані:

Продуктивність гранулятора псевдозрідженого шару по гранульованому продукту:

$\frac{кг}{год}$ $G_2 := 1000$

Еквівалентний діаметр твердих частинок у шарі:

мм $d_e := 2.5$

Розрахунковий коефіцієнт грануляції:

$$\Psi := \frac{90}{100} = 0.9$$

Порозність нерухомого шару:

$$\varepsilon_{0.} := 0.4$$

Вміст сухих компонентів у робочому розчині, що подається на грануляцію, %(мас):

% $x_p := 50$

Температура газового теплоносія-зріджувального агента на вході в калорифер, °С:

°С $t_0 := 18$

Температура газового теплоносія-зріджувального агента на вході в шар зернистого матеріалу, °С:

°С $t_1 := 350$

Температура шару зернистого матеріалу, °С:

°С $t_2 := 97$

Температура початкових центрів грануляції до гранулятора, °С:

°С $\Theta_1 := 20$

Густина твердого гранульованого продукту (центрів грануляції):

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_т := 1450$

Теплоємність твердого гранульованого продукту (центрів грануляції), кДж/(кг·°С):

$\frac{кДж}{кг \cdot С}$ $C_м := 1.43$

Теплоємність води, кДж/(кг·°С):

$\frac{кДж}{кг \cdot С}$ $C_в := 4.19$

Вологовміст теплоносія перед калорифером, %:

$\frac{г}{кг}$ $x_0 := 0.01$

Кінцева вологість гранульованого продукту, %:

% $u_2 := 0.1$

Коефіцієнт, що враховує втрати робочого розчину, що подається на зневоднення в магістралі:

$\alpha := 0.03$

Розрахунки:

Визначення основних теплофізичних параметрів зріджувального агента-теплоносія

1. Густина газового теплоносія-зріджувального агенту на вході в гранулятор (при

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_{газ.t1} := 1.29 \cdot \frac{273}{273 + t_1} = 1.29 \cdot \frac{273}{273 + 350} = 0.565$

2. Кінематична в'язкість газового теплоносія-зріджувального агенту на вході в гранулятор (при *t*1):

$\frac{м^2}{с}$ $\nu_{газ.t1} := 1.717 \cdot 10^{-7} \cdot t_1 + 1.258 \cdot 10^{-5} = 7.268 \times 10^{-5}$

3. Динамічна в'язкість газового теплоносія-зріджувального агенту на вході в гранулятор (при *t*1):

Па·с $\mu_{газ.t1} := \rho_{газ.t1} \cdot \nu_{газ.t1} = 0.565 \cdot 7.268 \cdot 10^{-5} = 4.106 \times 10^{-5}$

Матеріальний баланс гранулятора

4. Необхідні витрати рідкого розчину з урахуванням заданої продуктивності гранулятора по гранульованому продукту *G*2 та коефіцієнта грануляції ψ, кг/с:

$$\frac{кг}{с} \quad G_1 := \frac{\frac{G_2}{3600}\cdot(1+\alpha)\cdot\left(100-u_2\right)}{x_p\cdot\Psi} = \frac{\frac{1000}{3600}\cdot(1+0.03)\cdot(100-0.1)}{50\cdot0.9} = 0.635$$

5. Кількість випареної вологи, кг/с:

$$\frac{кг}{с} \quad M_в := G_1 - \frac{G_2}{3600} = 0.635 - \frac{1000}{3600} = 0.357$$

Тепловий розрахунок гранулятора

6. Температура шару зернистого матеріалу у псевдозрідженому шарі приймається в середньому на 2оС меншою температури газового теплоносія (зріджувального агенту), що виходить з нього, оС:

$$°C \quad t_ш := t_2 - 2 = 97 - 2 = 95$$

7. Прийнято модель повного перемішування матеріалу в грануляторі із псевдозрідженим шаром і таким чином є правильним припущення, що температура гранульованого продукту після апарата є рівною температурі частинок у шарі зернистого матеріалу, °С:

$$°C \quad \Theta_2 := t_ш = 95$$

8. Витрати теплоти з висушеним матеріалом, віднесеної до 1 кг вологи, що випаровується, кДж/кг:

$$q_м := \frac{G_2\cdot C_м}{3600}\cdot\left(\frac{\Theta_2-\Theta_1}{M_в}\right) = \frac{1000\cdot1.43}{3600}\cdot\frac{95-20}{0.357} = 83.45$$

9. Загальні теплові втрати віднесені до 1 кг вологи, що випаровується, кДж/кг:

$$\Delta := 1.15\cdot\left(C_в\cdot\Theta_1 - q_м\right) = 1.15\cdot(4.19\cdot20 - 83.45) = 0.403$$

10. Витрати теплоти в оточуюче середовище приймаються 15% відзагальних, кДж/кг:

$$q_п := 0.15\cdot\Delta = 0.15\cdot0.403 = 0.06$$

11. Ентальпія теплоносія при параметрах при вході до калорифера, кДж/кг:

$$I_0 := 1.01\cdot t_0 + \left(2493 + 1.97\cdot t_0\right)\cdot x_0 = 1.01\cdot18 + (2493 + 1.97\cdot18)\cdot0.01 = 43.465$$

12. Ентальпія теплоносія при виході із теплогенератора та при вході в шар зернистого матеріалу, кДж/кг:

$$I_1 := 1.01\cdot t_1 + \left(2493 + 1.97\cdot t_1\right)\cdot x_0 = 1.01\cdot350 + (2493 + 1.97\cdot350)\cdot0.01 = 385.325$$

13. Вологовміст теплоносія при виході із шару зернистого матеріалу та гранулятора, кг(в)/кг(п):

$$\frac{кг_в}{кг_п} \quad x_2 := \frac{\left(-I_1 + x_0 \cdot \Delta\right) + t_2}{\Delta - 1.97 \cdot t_2 - 2493} = \frac{-385.325 + 0.01 \cdot 0.403 + 97}{0.403 - 1.97 \cdot 97 - 2493} = 0.107$$

14. Питомі витрати теплоти кДж/кг:

$$\frac{кДж}{кг} \quad q := \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0} = \frac{385.325 - 43.465}{0.107 - 0.01} = 3.524 \times 10^3$$

15. Теплота пароутворення для води при температурі шару

$$\frac{кДж}{кг} \quad r_ш := -2.362 \cdot t_ш + 2501 = 2.277 \times 10^3$$

16. Тепловий ККД гранулятора ,%:

$$\% \quad \eta := \frac{r_ш}{q} \cdot 100 = \frac{2.277 \cdot 10^3}{3.524 \cdot 10^3} \cdot 100 = 64.614$$

17. Загальні витрати теплоти, кВт:

$$кВт \quad Q := q \cdot M_в = 3.524 \cdot 10^3 \cdot 0.357 = 1.258 \times 10^3$$

18. За одержаними даними приймається електрокалорифер (для спрощення розрахунків у даному випадку приймаємо калорифер типу СФО 100, з потужністю *E*=500 кВт, та коефіцієнтом використання тепла ηк=75%)

$$E := 50 \text{(кВт}$$

$$\eta_к := 0.7\%$$

19. Кількість електрокалориферів:

$$одиниць \quad n_к := \frac{Q}{E \cdot \eta_к} = \frac{1.258 \cdot 10^3}{500 \cdot 0.75} = 3.355$$

20. Приймаємо кількість калориферів:

$$одиниць \quad n_{к.дійсна} := ceil\left(n_к\right) = ceil(3.355) = 4$$

21. Питомі витрати абсолютно сухого повітря:

$$\frac{кг_п}{кг_в} \quad l_c := \frac{1}{x_2 - x_0} = \frac{1}{0.107 - 0.01} = 10.309$$

22. Загальні витрати теплоносія:

$$\frac{кг_{пов}}{с} \quad L_{пов} := l_c \cdot M_в = 10.309 \cdot 0.357 = 3.68$$

23. Середня об ємна продуктивність за повітрям:

$$\frac{м^3}{с} \qquad V_{пов} := \frac{L_{пов}}{\rho_{газ.t1}} = \frac{3.68}{0.565} = 6.513$$

Розрахунок робочої швидкості теплоносія

24. Критерій Архімеда:

$$Ar := \frac{g\cdot\left(d_e\cdot 10^{-3}\right)^3\cdot\left(\rho_т - \rho_{газ.t1}\right)}{\nu_{газ.t1}^{\ 2}\cdot\rho_{газ.t1}} = \frac{9.81\cdot\left(2.5\cdot 10^{-3}\right)^3\cdot(1450 - 0.565)}{\left(7.268\cdot 10^{-5}\right)^2\cdot 0.565} = 7.444\times 10^4$$

$g \equiv 9.81$

25. Критерій Рейнольдса для початку псевдозрідження:

$$Re_{кр} := \frac{Ar}{1400 + \sqrt{Ar}\cdot 5.22} = \frac{7.444\cdot 10^4}{1400 + \sqrt{7.444\cdot 10^4}\cdot 5.22} = 26.358$$

26. Швидкість для початку псевдозрідження:

$$\frac{м}{с} \qquad W_{кр} := \frac{Re_{кр}\cdot\nu_{газ.t1}}{d_e\cdot 10^{-3}} = \frac{26.358\cdot 7.268\cdot 10^{-5}}{2.5\cdot 10^{-3}} = 0.766$$

27. Питома поверхня шару зернистого матеріалу:

$$\frac{м^2}{м^3} \qquad \sigma := \frac{6\left(1 - \varepsilon_{0.}\right)}{d_e\cdot 10^{-3}} = \frac{6\cdot(1 - 0.4)}{2.5\cdot 10^{-3}} = 1.44\times 10^3$$

28. Робоче значення числа псевдозрідження:

$$K_w := 1.179\cdot\ln\left(\sigma\cdot H_0\right) - 5.2391 = 1.179\cdot\ln(1440\cdot 0.32) - 5.2391 = 1.992$$

$H_0 \equiv 0.32$ м

29. Робоча швидкість при робочому числу псевдозрідження:

$$\frac{м}{с} \qquad W_p := K_w\cdot W_{кр} = 1.992\cdot 0.766 = 1.526$$

Розрахунок геометричних розмірів камери гранулятора

30. Розрахункова приведена площа апарата, при якій забезпечується неоднорідне струменево-пульсаційне псевдозрідження в автоколивальному режимі із розрахунковою швидкістю:

$$м^2 \qquad F_A := \frac{V_{пов}}{W_p} = \frac{6.513}{1.526} = 4.268$$

31. При цьому необхідно забезпечити площу апарата в сепараційному просторі:

$$м^2 \qquad F_{С.П.} := \frac{3 \cdot V_{пов}}{W_p} = \frac{3 \cdot 6.513}{1.526} = 12.804$$

32. Кількість вологи, яку необхідно відвести з шару зернистого матеріалу при грануляції із заданою продуктивністю по гранульованому продукту:

$$\frac{кг_{вол}}{год} \qquad M_{вг} := 3600 M_в = 3600 \cdot 0.357 = 1.285 \times 10^3$$

33. Питоме навантаження поверхні шару за випареною вологою (дослідне):

$$\frac{кг_{вол}}{м^2 \cdot год} \qquad a_{f.досл} := 0.75$$

34. Корисна різниця температур (дослідна):

$$\Delta T_{досл} := 100$$

35. Корисна різниця температур за даних умов, С:

$$\Delta T := t_1 - t_ш = 350 - 95 = 255$$

36. Дійсне значення питомого навантаження поверхні шару за вологою буде:

$$\frac{кг_{вол}}{м^2 \cdot год} \qquad a_f := a_{f.досл} \cdot \frac{\Delta T}{\Delta T_{досл}} = 0.75 \cdot \frac{255}{100} = 1.912$$

37. Тоді необхідна поверхня шару, при якій забезпечується ефективне видалення заданої кількості вологи:

$$м^2 \qquad f_ш := \frac{M_в \cdot 3600}{a_f} = \frac{0.357 \cdot 3600}{1.912} = 672.176$$

38. Тоді з умов масообміну необхідний об'єм шару зернистого матеріалу для випаровування заданої кількості вологи:

$$м^3 \qquad V_ш := \frac{f_ш}{\sigma} = \frac{672.176}{1440} = 0.467$$

39. Індекс поверхні шару:

$$\frac{м_ш^2}{м_{ГРП}^2} \qquad i_{п.ш.} := 0.333 \cdot \sigma = 0.333 \cdot 1440 = 479.52$$

40. Необхідна поверхня газорозподільного пристрою (ГРП) буде:

$$м^2 \qquad f_{ГРП} := \frac{f_ш}{i_{п.ш.}} = \frac{672.176}{479.52} = 1.402$$

41. Прийнята довжина та ширина секції гранулятора у зоні ГРП:

$$м \qquad A_1 := 0.9 \qquad B_1 := 0.5$$

42. Ширина гранулятора в зоні ГРП у випадку паралельного розташування секцій:

м $$B := \frac{f_{ГРП}}{A_1} = \frac{1.402}{0.9} = 1.558$$

43. Кількість секцій гранулятора із геометричними розмірами в зоні ГРП $A1 \times B1 = 0.9 \times 0.5$ м, одиниць:

одиниць $$n := \frac{B}{B_1} = \frac{1.558}{0.5} = 3.116$$

44. Остаточна кількість секцій із розмірами $A1 \times B1 = 0.9 \times 0.5$ м приймається з округленням до цілого значення:

одиниць $$n_{секцій} := ceil(n) = ceil(3.116) = 4$$

45. Перераховуємо площу апарату на рівні ГРП:

$м^2$ $$F_{A.роб.} := n_{секцій} \cdot A_1 \cdot B_1 = 4 \cdot 0.9 \cdot 0.5 = 1.8$$

46. Перерахунок необхідних витрат енергії, з урахуванням прийнятої кількості секцій для забезпечення робочої швидкості газу, що відповідає якісному режиму псевдозрідження при грануляції:

$\frac{м^3}{с}$ $$V_{г.робоче} := W_p \cdot F_{A.роб.} = 1.526 \cdot 1.8 = 2.747$$

<u>Гідравлічний розрахунок апарату</u>

47. Гідравлічний опір шару зернистого матеріалу:

Па $$\Delta P_ш := \rho_т \cdot g \cdot H_0 \cdot \left(1 - \varepsilon_{0.}\right) = 1450 \cdot 9.81 \cdot 0.32 \cdot (1 - 0.4) = 2.731 \times 10^3$$

48. Коефіцієнт гідравлічного опору ГРП щілинного типу із коефіцієнтом живого перерізу φ=3.2%:

$$\zeta := 2.41$$

49. Швидкість газу в щілинах газорозподільного пристрою із коефіцієнтом живого перерізу $\varphi := 3.2$ %:

$\frac{м}{с}$ $$W_щ := \frac{V_{г.робоче}}{A_1 \cdot B_1 \cdot n_{секцій} \cdot \left(\frac{\varphi}{100}\right)} = \frac{2.747}{0.9 \cdot 0.5 \cdot 4 \cdot \frac{3.2}{100}} = 47.691$$

50. Гідравлічний опір газорозподільного пристрою:

Па $$\Delta P_{ГРП} := \zeta \cdot \frac{W_щ \cdot \rho_{газ.t1}}{2} = 2.41 \cdot \frac{47.691 \cdot 0.565}{2} = 32.469$$

51. Загальний гідравлічний опір гранулятора без врахування гідравлячного опору в штуцерах підведення та ведведення зріджувального агенту:

Па $$\Sigma\Delta P := \Delta P_ш + \Delta P_{ГРП} = 2731 + 32.469 = 2.763 \times 10^3$$

52. Після цього обирається відповідне насосне обладнання із запасом $\Delta P=(10\div20\%)\Sigma\Delta P$:

Па $\quad \Sigma\Delta P_{роб} := 1.2\Sigma\Delta P = 1.2\cdot2763 = 3.316\times10^3$

53. Загальні робочі витрати енергії, кВт:

кВт $\quad N_{роб} := V_{г.робоче}\cdot\Sigma\Delta P_{роб} = 2.747\cdot3316 = 9.109\times10^3$

54. Витрати енергії на 1 кг готової продукції:

$\frac{кВт}{кг_{продукту}} \quad J := \frac{N_{роб}}{G_2} = \frac{9109}{1000} = 9.109$

6.10.4. Контрольні запитання

1. Що таке псевдозрідження?
2. У чому полягає фізична модель псевдозрідження?
3. Які існують моделі (характер) взаємодії газу із шаром зернистого матеріалу та від чого вони залежать?
4. Як змінюється висота псевдозрідженого шару в залежності від швидкості газу? Пояснити причини.
5. Що показує крива псевдозрідження та для чого вона застосовується?
6. Що характеризує різкий перепад тиску на графіку кривої псевдозрідження перед початком псевдозрідження?
7. Чому на графіку кривої псевдозрідження гідравлічний опір шару збільшується при підвищенні швидкості газу до $w_{кр}$, а далі, до досягнення $w_{вин}$ практично не змінюється?
8. Чому на графіку кривої псевдозрідження гідравлічний опір шару в діапазоні значень швидкості газу між $w_{кр}$ та $w_{вин}$ практично не змінюється, а при досягненні значення $w_{вин}$ його значення починають зменшуватись?.
9. Що відбувається при досягненні критичної швидкості псевдозрідження та як вона визначається?
10. Що відбувається при досягненні швидкості виносу при псевдозрідженні та як вона визначається?

11. Що таке порозність шару зернистого матеріалу та як вона визначається?

12. Де застосовуються апрати із псевдозрідженим шаром?

13. Чому апарати із псевдозрідженим шаром вважаються апаратами ідеального перемішування?

14. Що показує число псевдозрідження, як воно визначається та його значення свідчать про досягнення режиму, при якому нерухомий шар зернистого матеріалу переходить у псевдозріджений стан?

ДОДАТОК 6.1. Завдання та вихідні дані розрахунків

Д.6.1.1. Завдання та вихідні дані до розрахунку пилоосаджувальної камери (газового відстійника)

Завдання. Опанувати методику розрахунку газового відстійника в полі сил тяжіння для двох типів твердих частинок, що відрізняються фізико-механічними властивостями та двох різних об'ємних витрат запиленого газу.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

Таблиця Д.6.1.1. Значення вихідних даних до розрахунку газового відстійника.

Вар.	$t_г$, ℃	$V_г'$, м^3/с	B, м	L, м	H, м	$d \cdot 10^3$, мм	$\rho_т$, кг/м^3	φ
1	100	20,5	1,5	2,0	1,0	50	2800	0,77
2	150	11,0	1,6	3,0	0,6	70	2000	1,00
3	200	15,0	1,6	2,1	1,1	80	3100	0,58
4	250	10,0	1,5	2,5	0,5	90	2500	0,66
5	300	13,0	2,0	2,7	1,2	100	2700	0,43
6	350	12,0	1,5	2,9	0,7	80	3000	0,77
7	400	25,0	2,0	3,0	1,6	95	3300	1,00
8	450	15,0	2,0	2,5	0,7	100	3600	0,58
9	500	14,0	3,0	3,0	1,1	90	3400	0,66
10	550	14,0	2,5	3,0	0,7	110	3000	0,43
11	600	16,0	3,0	3,0	1,6	120	3300	0,77
12	100	26,7	1,5	2,0	1,5	40	2000	1,00
13	200	9,0	1,6	3,0	0,6	70	3100	0,66
14	150	16,0	1,6	3,0	0,6	70	2000	1,00
15	170	15,0	1,6	2,1	1,1	80	3100	0,58
16	130	10,0	1,5	2,5	0,5	90	2500	0,66
17	270	13,0	2,0	2,7	1,2	100	2700	0,43
18	350	12,0	1,5	2,9	0,7	80	3000	0,77
19	420	25,0	2,0	3,0	1,6	95	3300	1,00
20	230	10,0	1,5	2,5	0,5	90	2500	0,66
21	290	18,0	1,2	2,3	0,7	80	3000	0,43
22	470	25,0	2,0	3,0	1,6	95	3300	1,00
23	485	14,0	1,5	1,8	0,6	100	2000	0,66
24	410	20,0	2,0	2,0	1,2	80	3100	1,00
25	240	21,0	2,0	2,7	1,2	100	2650	0,77

Д.6.1.2. Завдання та вихідні дані до розрахунку циклона

Завдання. Опанувати методику розрахунку апарата для розділення неоднорідних газових систем при двох різних фізико-механічних характеристик твердих систем та обрати конструкцію циклону, при якому досягається ефективність вловлювання не менше 95% при мінімальному гідравлічному опорі та металоємності для заданої продуктивності по запиленому.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

Таблиця Д.6.1.2. Значення вихідних даних до розрахунку циклонів.

Вар.	Тип циклону	V_0, м^3/год	d_m, мкм	$\rho_т$, кг/м^3	C, г/м^3	$t_г$, °С
1.	ЦН-11	25000	26	2300	150	75
2.	СК-ЦН-33	35000	28	1900	180	65
3.	СК-ЦН-34М	25000	25	2650	100	55
4.	ЦН-24	15000	20	2050	180	45
5.	ЦН-15у	10000	25	2150	100	35
6.	СК-ЦН-33	17000	28	2350	150	25
7.	ЦН-11	12000	21	2400	120	65
8.	ЦН-24	13000	29	2930	175	70
9.	ЦН-15	15000	25	2750	190	85
10.	СК-ЦН-34	16000	27	2000	170	60
11.	ЦН-11	18000	20	2000	100	40
12.	ЦН-15	25000	25	2300	150	30
13.	ЦН-24	15000	20	2500	150	50
14.	СК-ЦН-33	15000	28	2700	180	70
15.	СК-ЦН-34	18000	20	2900	100	35
16.	ЦН-15	18000	22	2200	170	80
17.	ЦН-24	18000	20	2800	150	90
18.	ЦН-24	10000	15	2800	100	20
19.	ЦН-15у	15000	20	2930	200	40
20.	ЦН-11	20000	25	2100	300	60
21.	ЦН-15	30000	18	2750	400	80
22.	СК-ЦН-34	20000	17	2400	150	90
23.	ЦН-24	25000	20	2500	150	50
24.	СК-ЦН-33	15000	28	2700	180	70
25.	СК-ЦН-34	30000	20	2900	100	35

Д.6.1.3. Завдання та вихідні дані до розрахунку гідроциклону

Завдання. Опанувати методику розрахунку гідроциклону. Обрати геометричні розміри та кількість гідроциклонів при яких забезпечуються високі значення коефіцієнта очищення.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

Таблиця Д.6.1.3. Значення вихідних даних до розрахунку гідроциклона

Вар.	$V_{зад.}$, м^3/год	D, м	ΔH, МПа	$t_з$, ℃	$\rho_т$, кг/м^3	a, %	b, %	c, %
1	25	0,25	0,2	18	1550	32	7,6	80
2	30	0,3	0,2	19	1600	33	7,9	81
3	35	0,35	0,2	20	1650	34	8,2	82
4	40	0,4	0,2	21	1700	35	8,5	79
5	45	0,45	0,2	22	1750	36	8,8	82
6	50	0,5	0,2	23	1800	37	9,1	80
7	55	0,55	0,2	24	1850	38	9,4	78
8	60	0,6	0,2	25	1900	39	9,7	86
9	65	0,25	0,2	26	1950	40	10,0	81
10	70	0,3	0,2	27	2000	41	10,3	83
11	75	0,35	0,2	28	2050	42	10,6	85
12	80	0,4	0,2	29	2100	43	10,9	82
13	85	0,45	0,2	30	2150	44	11,2	79
14	90	0,5	0,2	31	2200	45	11,5	84
15	95	0,55	0,2	32	2250	46	8,0	83
16	100	0,6	0,2	33	2300	47	12,1	78
17	105	0,25	0,2	34	2350	48	12,4	83
18	110	0,3	0,2	35	2400	49	12,7	82
19	115	0,35	0,2	36	2450	50	13,0	81
20	120	0,4	0,2	37	2500	51	5,0	86
21	125	0,55	0,2	19	2200	32	9,4	84
22	130	0,6	0,2	20	2250	33	9,7	83
23	135	0,25	0,2	21	2300	34	10,0	78
24	140	0,3	0,2	22	2350	35	10,3	83
25	145	0,35	0,2	23	2400	36	10,6	82

Д.6.1.4. Завдання та вихідні дані до розрахунку стрічкового вакуум-фільтра

Завдання. Опанувати методику розрахунку стрічкового вакуум-фільтра для розділення суспензій. Визначити, яким чином можна зменшити час фільтрації зі збереженням мінімальних затрат потужності на процес.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

<u>Вихідні дані:</u>

r_{m1} =8.44×10^7 м/кг;
R_0 =1.065×10^{10} 1/м;
$\mu_р$= 1.005 мПа×с.

Таблиця Д.6.1.4. Вихідні дані до розрахунку стрічкового вакуум-фільтра

№	G, т/год	C_1, кг$_B$/кг$_{AB}$	C_2, кг$_B$/кг$_{в.о.}$	$\rho_р$, кг$_A$/м$_A^3$	$\rho_т$, кг$_B$/м$_B^3$	ΔP, кПа	$h_{ос}$, мм
1	12	0.35	0.60	998	1800	56	15
2	6	0.44	0.53	990	2300	60	10
3	15	0.28	0.57	997	3300	65	12
4	11	0.36	0.59	1003	2900	62	8
5	13	0.45	0.51	991	2050	68	14
6	16	0.29	0.52	1004	1900	57	13
7	5	0.37	0.58	988	2400	72	11
8	10	0.46	0.55	992	3350	69	9
9	14	0.30	0.52	998	3000	63	13
10	17	0.38	0.57	1005	2500	58	10
11	10	0.36	0.51	987	2000	70	15
12	9	0.31	0.59	993	3400	59	10
13	15	0.39	0.53	1001	3100	59	12
14	8	0.47	0.56	999	2600	64	14
15	11	0.32	0.58	997	3450	58	10
16	8	0.4	0.50	994	2100	71	15
17	16	0.48	0.54	1006	2150	60	11
18	9	0.33	0.55	1007	3150	57	13
19	12	0.41	0.59	1000	2700	51	10
20	10	0.34	0.49	995	1850	65	14
21	17	0.49	0.60	1007	2200	56	10
22	13	0.42	0.54	1001	3200	66	12
23	7	0.35	0.57	989	2800	73	15
24	14	0.50	0.59	996	1950	61	13
25	18	0.43	0.60	1002	3250	67	9

Д.6.1.5. Завдання та вихідні дані до розрахунку барабанного вакуум-фільтра

Завдання. Опанувати методику розрахунку барабанного вакуум-фільтра для розділення середньо концентрованих суспензій. Визначити, яким чином можна зменшити час фільтрації зі збереженням мінімальних затрат потужності на процес. За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

<u>Вихідні дані:</u>

r_{m1} =8.44×10^7 м/кг;
R_0 =1.065×10^{10} 1/м;
$\mu_р$= 1.005 мПа×с.

Таблиця Д.6.1.5. Вихідні дані для розрахунку барабанного вакуум-фільтра

№	G, т/год	C_1, кг$_B$/кг$_{AB}$	C_2, кг$_B$/кг$_{в.о.}$	$\rho_р$, кг$_A$/м$_A^3$	$\rho_т$, кг$_B$/м$_B^3$	ΔP, кПа	$h_{ос}$, мм
1	12	0.35	0.60	998	1800	56	15
2	6	0.44	0.53	990	2300	60	10
3	15	0.28	0.57	997	3300	65	12
4	11	0.36	0.59	1003	2900	62	8
5	13	0.45	0.51	991	2050	68	14
6	16	0.29	0.52	1004	1900	57	13
7	5	0.37	0.58	988	2400	72	11
8	10	0.46	0.55	992	3350	69	9
9	14	0.30	0.52	998	3000	63	13
10	17	0.38	0.57	1005	2500	58	10
11	10	0.36	0.51	987	2000	70	15
12	9	0.31	0.59	993	3400	59	10
13	15	0.39	0.53	1001	3100	59	12
14	8	0.47	0.56	999	2600	64	14
15	11	0.32	0.58	997	3450	58	10
16	8	0.4	0.50	994	2100	71	15
17	16	0.48	0.54	1006	2150	60	11
18	9	0.33	0.55	1007	3150	57	13
19	12	0.41	0.59	1000	2700	51	10
20	10	0.34	0.49	995	1850	65	14
21	17	0.49	0.60	1007	2200	56	10
22	13	0.42	0.54	1001	3200	66	12
23	7	0.35	0.57	989	2800	73	15
24	14	0.50	0.59	996	1950	61	13
25	18	0.43	0.60	1002	3250	67	9

Д.6.1.6. Завдання та вихідні дані до розрахунку центрифуги відстійного типу

Завдання. Опанувати методику розрахунку центрифуги відстійного типу для заданих витрат робочого середовища.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

Таблиця Д.6.1.6. Вихідні дані до розрахунку відстійної центрифуги

№	$\rho_р$, кг/м^3	$\rho_т$, кг/м^3	$\mu_р \times 10^3$ Па·с	$G_{зад.}$, кг/год	U_1, %	U_2, %	d, мкм	$D_{вн}$, м	Фр	ψ
1	998	1500	2,42	550	70	30	10	0,6	2800	0,77
2	983	2200	2,44	600	80	40	15	0,8	1700	0,66
3	997	2600	2,46	650	75	35	20	0,4	3500	0,46
4	986	2000	2,48	700	70	29	25	0,6	2700	0,58
5	996	1750	2,50	750	80	37	30	0,8	2000	0,70
6	988	1600	2,52	800	75	35	35	1,0	1600	0,51
7	994	1700	2,54	850	70	30	40	0,6	2600	0,73
8	995	1900	2,56	900	80	40	45	0,8	2100	0,48
9	992	2100	2,58	950	75	33	50	0,4	3400	0,65
10	980	2300	2,60	1000	70	34	55	0,6	2500	0,50
11	998	1500	2,62	1050	80	40	60	0,8	1900	0,77
12	983	2200	2,64	1100	75	35	65	0,4	3300	0,66
13	997	2600	2,66	1150	70	30	70	0,6	2900	0,46
14	986	2000	2,68	1200	80	39	75	0,8	2000	0,58
15	996	1750	2,70	1250	75	35	80	0,4	3000	0,70
16	997	2600	2,46	650	75	35	20	0,4	3500	0,46
17	986	2000	2,48	700	70	29	25	0,6	2700	0,58
18	996	1750	2,50	750	80	37	30	0,8	2000	0,70
19	988	1600	2,52	800	75	35	35	1,0	1600	0,51
20	994	1700	2,54	850	70	30	40	0,6	2600	0,73
21	992	2100	2,58	950	75	33	50	0,4	3400	0,65
22	988	2200	2,42	750	80	37	60	0,8	2800	0,58
23	994	2600	2,44	800	75	35	65	1,0	1700	0,70
24	995	2000	2,46	850	75	30	70	0,6	3500	0,46
25	992	1750	2,48	950	70	40	75	0,4	2700	0,58

Д.6.1.7. Завдання та вихідні дані до розрахунку фільтруючої центрифуги

Завдання. Опанувати методику розрахунку фільтраційної центрифуги. Визначити швидкість фільтрації та витрати потужності при заданому значенні фактору розділення.

За результатами розрахунків навести висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес та основних характеристик апарату за результатами розрахунків.

Таблиця Д.6.1.7. Вихідні дані до розрахунку фільтруючої центрифуги

№	$\rho_р$, кг/м^3	$\rho_т$, кг/м^3	$\mu_р \cdot 10^3$, Па·с	G_1, кг	U_1, $кг_{сух.}/кг_{вол.}$	U_2, $кг_{сух.}/кг_{вол.}$	d, мкм	$D_{вн}$, м	$G_б$, кг	Фр
1	1040	2550	2,42	550	30	2	110	0,6	37	800
2	1090	2600	2,44	600	40	3	120	0,8	45	900
3	1140	2650	2,46	650	35	4	130	0,4	62	1000
4	1190	2700	2,48	700	30	5	140	0,6	51	1100
5	1240	2750	2,5	750	40	2	150	0,8	63	1200
6	1290	2800	2,52	800	35	3	160	1,0	79	1300
7	1340	2850	2,54	850	30	4	170	0,6	37	1400
8	1390	2900	2,56	900	40	5	180	0,8	45	1500
9	1440	2950	2,58	950	35	2	190	0,4	62	1600
10	1490	3000	2,6	1000	30	3	200	0,6	40	1700
11	1540	3050	2,62	1050	40	4	210	0,8	50	1800
12	1590	3100	2,64	1100	35	5	220	0,4	74	1900
13	1640	3150	2,66	1150	30	2	230	0,6	37	2000
14	1690	3200	2,68	1200	40	3	240	0,8	45	2100
15	1740	3250	2,7	1250	35	4	250	1,0	62	2200
16	1290	2800	2,52	800	35	3	160	1,0	79	1300
17	1340	2850	2,54	850	30	4	170	0,6	37	1400
18	1390	2900	2,56	900	40	5	180	0,8	45	1500
19	1440	2950	2,58	950	35	2	190	0,4	62	1600
20	1490	3000	2,6	1000	30	3	200	0,6	40	1700
21	1540	3050	2,62	1050	40	4	210	0,8	50	1800
22	1590	3100	2,64	1100	35	5	220	0,4	74	1900
23	1640	3150	2,66	1150	30	2	230	0,6	37	2000
24	1690	3200	2,68	1200	40	3	240	0,8	45	2100
25	1740	3250	2,7	1250	35	4	250	1,0	62	2200

Питомий опір осаду, м/кг $R_{осаду}=7.6\times10^6$;

Питомий фільтрувальної тканини, м/кг $R_{ф.т.}=4.1\times10^6$.

Д.6.1.8. Завдання та вихідні дані до розрахунку рідинної мішалки

Завдання. Опанувати методику розрахунку рідинної мішалки та порівняти витрати енергії при застосуванні різних типів перемішуючих пристроїв.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

Таблиця Д.6.1.8. Вихідні дані до розрахунку рідинної мішалки

№	D, м	ρ_0, кг/м^3	μ, мПа · с	$\rho_ч$, кг/м^3	$d_ч$, мм	Тип мішалки (таблиця Д2.13)
1	1,6	1857	160,0	2400	0,2	1, 10
2	1,8	1847	137,0	2500	0,6	2, 13
3	1,0	1200	150,0	2450	1,3	3, 12
4	1,2	1039	110,2	2250	1,6	4, 14
5	1,4	1031	116,5	2300	1,8	5, 11
6	1,6	1022	114,4	2750	0,6	4, 10
7	1,8	1013	113,1	2150	0,4	3, 14
8	2,0	1004	112,3	2475	0,1	2, 10
9	2,2	996	111,8	2525	1,6	1, 13
10	2,4	987	110,5	3100	2,0	2, 12
11	1,2	1857	125,8	2670	0,8	3, 10
12	1,1	1031	127,4	2940	1,3	4, 12
13	1,8	1837	145,0	2800	0,6	5, 12
14	1,4	1031	116,5	2525	1,6	3, 12
15	1,3	1022	114,4	3100	2,0	4, 14
16	1,9	1031	116,5	2300	1,8	5, 11
17	1,5	1022	114,4	2750	0,6	4, 10
18	1,7	1013	113,1	2150	0,4	3, 14
19	2,1	1004	112,3	2475	0,1	2, 10
20	2,3	996	111,8	2525	1,6	1, 13
21	1,6	996	160,0	3100	0,8	2, 11
22	1,4	1001	131,7	2867	1,4	5, 13

Д.6.1.9. Завдання та вихідні дані до розрахунку апарату із псевдозрідженим шаром

Завдання. Опанувати методику розрахунку апарата із псевдозрідженим шаром для двох значень еквівалентного діаметра частинок у шарі.

За результатами розрахунків навести висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес та основних параметрів апарату за результатами розрахунків.

<u>Вихідні дані:</u>

ψ= 90;	$\rho_т$=1450 кг/м^3;	x_0= 0.1%;
ε_0= 0.4;	$C_м$= 1.43 кДж/(кг·°С);	u_2= 0.1%;
D_{min}= 0.5 мм;	$C_в$= 4.19 кДж/(кг·°С);	α = 0.005;
t_2 = 97°С;	x = 3.2%;	P = 0.096 Мпа.

Таблиця Д.6.1.9. Значення вихідних даних для розрахунку щокової дробарки

№	G_2, т/год	d_e, мм	x_p, %(мас)	t_0, °С	t_1, °С	θ_1, °С
1	1,00	2,5	40	25	350	25
2	0,90	3,4	49	16	341	16
3	0,75	3,0	57	23	333	23
4	0,95	2,6	41	24	349	24
5	0,85	3,5	50	15	340	15
6	0,70	3,1	58	24	332	24
7	0,90	2,7	42	23	348	23
8	0,80	3,6	51	14	339	14
9	0,65	3,2	59	23	331	23
10	0,85	2,8	43	22	347	22
11	0,75	3,7	52	13	338	13
12	1,00	3,3	60	22	330	22
13	0,80	2,9	44	21	346	21
14	0,70	3,8	53	12	337	12
15	0,95	2,6	56	21	329	21
16	0,75	3,0	45	20	345	20
17	0,65	3,9	54	25	336	25
18	0,90	2,7	57	20	328	20
19	0,70	3,1	46	19	344	19
20	0,60	4,0	55	24	335	24
21	0,85	2,8	58	19	327	19
22	1,00	3,2	47	18	343	18
23	0,55	2,5	56	23	334	23
24	0,80	2,9	59	18	326	18
25	0,95	3,3	48	17	342	17

ДОДАТОК 6.2. Деякі табличні значення

Таблиця Д.6.2.1. Теплофізичні властивості повітря

$t_г$, ℃	0	100	200	300	400	500	600	700
$\mu \cdot 10^7$, Па·с	171	219	260	297	330	362	391	417
$\rho_г$, кг/м^3	1.293	0.946	0.746	0.615	0.535	0.456	0.414	0.371

***Примітка*:** Для проміжних значень температури динамічну в'язкість знаходять за допомогою інтерполяції:

$$\mu_{t_г} = \mu_2 + \frac{\mu_1 - \mu_2}{t_1 - t_2} \cdot (t_г - t_2).$$

Аналогічно визначаються і проміжні значення густини газу.

Таблиця Д.6.2.2. Параметри, що визначають ефективність циклонів

Параметр	Тип циклона						
	ЦН-24	ЦН-15У	ЦН-15	ЦН-11	СК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
$d_{50}^{Т}$, мкм	8.500	6.000	4.500	3.650	2.310	1.950	1.130
$\lg\sigma_\eta$	0.308	0.283	0.352	0.352	0.364	0.308	0.340
$w_{опт}$, м/с	4.500	3.500	3.500	3.500	2.000	1.700	2.000

***Примітки*:**

1. $d_{50}^{Т}$ – діаметр частинок, що уловлюються на 50% в стандартних умовах; значення $d_{50}^{Т}$ відповідає таким умовам роботи циклонів: середня швидкість газу у циклоні $w^т$ = 3.5 м/с; діаметр циклона $D_ц^т$ = 0.6м; густина частинок $\rho_т^т$ =1930 кг/м^3; динамічна в'язкість газу $\mu_г^т$=22.2·10^{-6} Па·с.
2. σ_η – величина, що характеризує дисперсію ($\lg^2\sigma_\eta$) величини $\lg\sigma_\eta$ у функції фракційної характеристики.

Таблиця Д.6.2.3. Коефіцієнти опору циклонів *D*=500 мм (*w*=3м/с)

Тип циклона	D/d	Без додаткових пристроїв		Із кільцевим дифузором		Із вихідним завих-рювачем	Із відводом під кутом 90˚, *R*/*d*=1,5	
		$\xi^{с}_{ц500}$	$\xi^{п}_{ц500}$	$\xi^{с}_{ц500}$	$\xi^{п}_{ц500}$	$\xi^{с}_{ц500}$	*l*/*d*=0÷12 $\xi^{с}_{ц500}$	*l*/*d*>12 $\xi^{п}_{ц500}$
ЦН-11	0.59	245	250	207	215	235	245	250
ЦН-15	-	155	163	132	140	150	155	160
ЦН-15У	-	165	170	140	148	158	165	170
ЦН-24	-	75	80	64	70	73	75	80
СДК-ЦН-33	0.33	520	600	-	-	-	-	-
СК-ЦН-34	0.34	1050	1150	-	-	-	-	-
СК-ЦН34М	0.22	1750	2000	-	-	-	-	-

***Примітка*:**

Індекс «с» означає, що циклон працює у гідравлічній мережі;

Індекс «п» означає, що циклон працює на викид до атмосфери.

Таблиця Д.6.2.4. Поправочний коефіцієнт K_1**,** що залежить від діаметра циклона

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

Таблиця Д.6.2.5. Поправочний коефіцієнт K_2, що враховує запиленість газів

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

Таблиця Д.6.2.6. Поправочний коефіцієнт K_3**,** що залежить від компоновки батареї циклонів

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

Таблиця Д.6.2.7. Значення нормальної функції розподілу Ф(x)

x	Ф(x)	x	Ф(x)	x	Ф(x)
-2.70	0.0035	-0.90	0.1841	0.90	0.8159
-2.60	0.0047	-0.80	0.2119	1.00	0.8413
-2.50	0.0062	-0.70	0.2420	1.10	0.8643
-2.40	0.0082	-0.60	0.2743	1.20	0.8849
-2.30	0.0107	-0.50	0.3085	1.30	0.9032
-2.20	0.0139	-0.40	0.3446	1.40	0.9192
-2.10	0.0179	-0.30	0.3821	1.50	0.9332
-2.00	0.0228	-0.20	0.4207	1.60	0.9452
-1.90	0.0288	-0.10	0.4602	1.70	0.9554
-1.80	0.0359	0.00	0.5000	1.80	0.9641
-1.70	0.0446	0.10	0.5398	1.90	0.9713
-1.60	0.0548	0.20	0.5793	2.00	0.9772
-1.50	0.0668	0.30	0.6179	2.10	0.9821
-1.40	0.0808	0.40	0.6554	2.20	0.9861
-1.30	0.0968	0.50	0.6915	2.30	0.9893
-1.20	0.1151	0.60	0.7257	2.40	0.9918
-1.10	0.1357	0.70	0.7580	2.50	0.9938
-1.00	0.1587	0.80	0.7881	2.60	0.9953

Таблиця Д.6.2.8. Допустима концентрація пилу в газах

Діаметр циклона, мм	800	600	500	400	300	200	100
Припустима концентрація часток, кг/м^3	2.5	2.0	1.5	1.2	1.0	0.8	0.6

Таблиця Д.6.2.9. Співвідношення розмірів у частках від внутрішнього діаметру D для циклонів типу ЦН

Показник	Тип циклона			
	ЦН-11	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24
Внутрішній діаметр вихлопної труби, d	0.59	0.59	0.59	0.59
Внутрішній діаметр пилевипускного отвору, d_1	0.3÷0.4	0.3÷0.4	0.3÷0.4	0.3÷0.4
Ширина вхідного патрубка у циклоні (внутрішній розмір), b	0.2	0.2	0.2	0.2
Ширина вхідного патрубка на вході (внутрішній розмір), b_1	0.26	0.26	0.26	0.26
Довжина вхідного патрубка, l	0.6	0.6	0.6	0.6
Діаметр середньої лінії циклона, $D_{сер}$	0.8	0.8	0.8	0.8
Висота установки фланця, $h_{фл}$	0.1	0.1	0.1	0.1
Кут нахилу кришки і вхідного патрубку циклона, α, град	11	15	15	24
Висота вхідного патрубка, a	0.48	0.66	0.66	1.11
Висота вивідної труби, $h_Т$	1.56	1.74	1.5	2.11
Висота циліндричної частини, $H_ц$	2.06	2.26	1.51	2.11
Висота конічної частини, $H_к$	2.0	2.0	1.5	1.75
Висота зовнішньої частини вивідної труби, $h_В$	0.3	0.3	0.3	0.4
Загальна висота циклона, H	4.38	4.56	3.31	4.26

Таблиця Д.6.2.10. Співвідношення розмірів від діаметру для циклонів СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34М

Показник	Тип циклона	
	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
Внутрішній діаметр циліндричної частини, $D_ц$	до 3000 м	до 4000 м
Висота циліндричної частини, $H_ц$	0.515	0.4
Висота конічної частини, $H_к$	2.11	2.6
Внутрішній діаметр вихлопної труби, d	0.34	0.220
Внутрішній діаметр пилевипускного отвору, d_1	0.229	0.18
Ширина вхідного патрубка у циклоні (внутрішній розмір), b	0.214	0.18
Висота зовнішньої частини вивідної труби, $h_В$	0.515	0.3
Висота установки фланця, $h_{фл}$	0.1	0.1
Висота вхідного патрубка, a	0.2÷0.3	0.4
Довжина вхідного патрубка, l	0.6	0.6
Висота вихлопної труби, $h_Т$	0.515	0.4
Поточний радіус завитка, r	$D_ц/2+b\varphi/2\pi$	$D_ц/2+b\varphi/\pi$

Таблиця Д.6.2.11. Теплофізичні властивості води:

***t*, ℃**	0	20	40
$\mu_р$, мПа/с	1.79	1.0	0.656
ρ, кг/м^3	1000	998	992

Таблиця Д.6.2.12. Основні параметри барабанних вакуум-фільтрів із зовнішньою поверхнею фільтрації загального призначення

Показники	Типорозміри фільтрів			
	БОУ5-1.б75	БОУ10-2.6	БОУ20-2.6	БОУ40-3.4
Поверхня фільтрування, м^2	5	10	20	40
Розміри барабану, мм: – діаметр……. – довжина……	 1762 960	 2612 1350	 2612 2702	 3000 4400
Кут занурення барабана в суспензію, град	132	149	149	105÷155
Кути зон, град: – фільтрації…… – I сушіння…… – промивки та II сушіння – віддувки……. – регенерації…….	 124.5 67 103 20 20	 132 59.5 103 20 20	 132 59.5 103 20 20	 97.5÷135 81.5÷56 103 20 20÷37.5
Частота обертів барабана, об/хв	0.13÷2	0.13÷2	0.13÷2	0.43
Середня швидкість переміщення лопатей мішалки, м/с	0.3	0.3	0.3	0.37
Об’єм суспензії у ванні, л	1300	2700	4200	3000
Електродвигуни приводу барабана та мішалки: – тип – частота обертів вала, 1/хв – потужність, кВт	 АО2-22-6 930 1.1	 АО2-32-6 930 2.2	 АО2-41-6 960 3.0	 АО2-41-4/1 460 3.3
Габаритні розміри, мм	2980× 2410× 2650	3420× 3820× 3415	4750× 3230× 3830	6600× 4300× 3640
Маса, кг	4990	7858	12432	17880

Таблиця Д.6.2.13. Характеристики мішалок і апаратів з перемішуючим пристроєм

№	Тип мішалки	Характеристики мішалки				Характеристика ємності
		D/d	H/D	b/d	S/d	
1.	Двохлопатева	3	1	0,25	-	Без перегородок
2.	Двохлопатева	3	1	0,167	-	З чотирма перегородками шириною 0,1*D*
3.	Двохлопатева	2	1	0,885	-	Без перегородок
4.	Двохлопатева	2	1	0,885	-	Із змійовиком $d_{зм}$=1,9*d*, $d_{тр}$=1,9*d*, *t*=0,12*d*
5.	Шестилопатева	1,11	1	0,066	1	Без перегородок
10.	Відкрита турбінна мішалка з пласки-ми лопатями	3	1	0,2 *l/d*=0,25	-	Без перегородок
11.	Відкрита турбінна з шістьома пласки-ми лопатями	3	1	0,2 *l/d*=0,25	-	З чотирма перегородками шириною 0,1*D*
12.	Відкрита турбінна з вісьмома пласки-ми лопатями	3	1	0,125	-	З чотирма перегородками шириною 0,1*D*
13.	Закрита турбінна з шістьома лопатями	3	1	-	-	Без перегородок
14.	Закрита турбінна з шістьома лопатями і направляючим апаратом з 12 лопатями	3	1	-	-	Без перегородок

d – діаметр мішалок, *D* – діаметр апарата, *H* – висота шару рідини в апараті, *b* – ширина лопаті мішалки, *S* – шаг гвинта, *l* – довжина лопаті.

Таблиця Д.6.2.14. Значення коефіцієнтів *C*, *k*, *l*, *m*, *n*

Тип мішалки	C	k	l	m	n
Для пропелерної мішалки	0,105	0,6	0,8	0,4	1,9
Для турбінної мішалки	0,25	0,57	0,37	0,33	1,15

Таблиця Д.6.2.15. Значення коефіцієнта $k_в$ для рідин з в'язкістю до 1 мПа·с

Тип внутрішнього пристрою	Перемішувальні пристрої, крім пропелерних	Пропелерні перемішувальні пристрої
Змійовик горизонтальний, розміщений біля днища апарата (діаметр трубок $(0,03...0,05)D$	2,5…3	—
Змійовик вертикальний, розміщений біля стінок корпусу апарата	2	2
Гільза термометра	1,1	1,05
Трубчасті пристрої (труба перетискання, пристрій вимірювання рівня тощо)	1,2	1,1
Дві труби перетискання на відстані не менше $0,75D$ одна від одної	1,3	1,15
Деталі кріплення дифузора	—	1,05

Таблиця Д.6.2.16. – Значення постійної b у формулі (6.24) для найбільш поширених типів перемішувачів

Тип перемішувача	b
Листовий $(\Gamma_D = 2)$	20,5
Лопатевий $(\Gamma_D = 1,5)$	20,7
Якірний $(\Gamma_D = 1,15)$	30,0
Турбінний закритого типу $(\Gamma_D = 3)$	46,0
Турбінний закритого типу $(\Gamma_D = 4)$	81,5
Турбінний відкритого типу $(\Gamma_D = 3)$	56,0
Турбінний відкритого типу $(\Gamma_D = 4)$	99,5
Пропелерний $(\Gamma_D = 3)$	96,5
Пропелерний $(\Gamma_D = 4)$	170,0
Пропелерний з дифузором $(\Gamma_D = 3)$	66,2
Пропелерний з дифузором $(\Gamma_D = 4)$	118,0

Таблиця Д.6.2.17. Значення постійних у формулі (6.25) для деяких типів перемішувачів

Тип перемішувача	Γ_D	A	x	y
Лопатевий	1,33…4	3,02	1,3	2,17
Пропелерний	2…4	6,05	0,67	1,54
Турбінний закритого типу	2…4	4,72	0,76	1,54

Таблиця Д.6.2.18. Значення постійних у формулі (6.26) для деяких типів перемішувачів

Тип перемішувача	Γ_D	A	x	y
Лопатевий	1,33…1,5	46,4	0	1,0
Пропелерний	1,5…5	20,6	1,0	2,0
Турбінний закритого типу	2…4	14,7	1,0	2,0

Таблиця Д.6.2.19. Значення констант у формулі (6.27) для деяких типів перемішувачів

Тип перемішувача	B	α_1	α_2	α_3	α_4
Лопатевий	0,06	0,30	0,78	-0,37	0
Пропелерний	0,03	0,32	0,52	-0,24	-0,25
Турбінний закритого типу	0,31	0,26	0,69	-0,54	-0,15

Таблиця Д.6.2.20. Межі застосування формули (6.27)

Тип перемішувача	Re_M	Fr_M
Лопатевий	$2{,}4\cdot10^2\ldots1{,}5\cdot10^5$	$5{,}2\cdot10^{-2}\ldots2{,}1$
Пропелерний	$3{,}0\cdot10^2\ldots1{,}0\cdot10^5$	$9{,}5\cdot10^{-2}\ldots2{,}4$
Турбінний закритого типу	$1{,}5\cdot10^2\ldots9{,}5\cdot10^4$	$6{,}5\cdot10^{-2}\ldots8{,}5\cdot10^{-1}$

РОЗДІЛ 7. МЕХАНІЧНІ ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ ТА СКОРОЧЕНЬ

Умовні позначення:

B – ширина, м;

d, $d_т$ – діаметр твердих частинок, м;

$d_п$ та $d_к$ – початковий та кінцевий діаметр твердих частинок, м;

E – модуль пружності матеріалу, Па;

$F_{вх}$ – поверхня поперечного перерізу входу в апарат, м^2;

$F_{заг}$ – загальна площа поперечного перерізу, м^2;

f – коефіцієнт тертя;

G – сила тяжіння, Н;

$G_{сек}$ – масова продуктивність, кг/с;

g – прискорення вільного падіння (g=9.81), м/с^2;

H – висота, м;

$H_{заг.}$ – загальна висота, м;

i – ступінь подрібнення;

J – показник ефективності, Вт/кг;

J_N – індекс потужності, Вт/кг$_{продукту}$;

L – довжина, м;

m – маса, кг;

N – потужність, Вт;

$n_{кр}$ – критична частота обертання, об/хв;

n – частота обертання, об/хв;

P – робочий тиск, Па;

P_0 – тиск за нормальних умов, $P_0 = 0.1 \cdot 10^6$ Па;

R – радіус, м;

S – сила тертя, Н;

T_0 – абсолютна температура, що відповідає 0°C,T_0=273 К;

t – робоча температура, °С;

V – об’єм, м^3;

$V_г$ – об’ємна продуктивність, м^3/с;

α – кут захоплення твердого матеріалу при подрібненні, град;

Δ – середнє значення відхилення, %;

ε – порозність, м^3/м^3;

η – коефіцієнт корисної дії;

ω – колова швидкість обертання, м/с;

$\rho_т$ – густина твердого матеріалу, кг/м^3;

φ – фактор форми;

σ – межа міцності матеріалу на стискання, Мпа;

$\tau_{вив.}$ – час вивантаження матеріалу, с;

$\tau_{пад..}$ – час падіння матеріалу, с.

7.1. Подрібнення твердих матеріалів

Інтенсивність фізичних та хімічних процесів за участю твердих матеріалів суттєво підвищується із збільшенням утвореної поверхні, тому різноманітні тверді матеріали у багатьох хімічних виробництвах підлягають механічному подрібненню.

Здрібнення – це процес зменшення розміру шматків матеріалу шляхом руйнування їх за рахунок докладання зовнішніх сил, які перевищують внутрішні сили зчеплення.

Умовно здрібнення поділяється на подрібнення та розмелювання.

Подрібнення – процес здрібнення великих шматків матеріалу (від орієнтовно 1 м до 2 мм).

Розмелювання – процес здрібнення малих частинок матеріалу від розмірів менше 2 мм.

У залежності від розмірів шматків вихідного та подрібненого матеріалу розрізняють *основні класи здрібнення*:

1. Подрібнення:
   - велике: розмір шматків початкового матеріалу $d_п$=1000 мм;
     розмір шматків здрібненого матеріалу – $d_к$=200 мм
   - середнє: розмір шматків початкового матеріалу $d_п$=250 мм;
     розмір шматків здрібненого матеріалу – $d_к$=20 мм
   - дрібне: розмір шматків початкового матеріалу $d_п$=20 мм;
     розмір шматків здрібненого матеріалу – $d_к$=2÷5 мм
2. Розмелювання:
   - грубе: розмір шматків початкового матеріалу $d_п$=2÷5 мм;
     розмір шматків здрібненого матеріалу – $d_к$=0.1÷0.04 мм
   - середнє: розмір шматків початкового матеріалу $d_п$=0.1÷0.04 мм;
     розмір шматків здрібненого матеріалу – $d_к$=0.015÷0.005 мм
   - тонке: розмір шматків початкового матеріалу $d_п$=0.015÷0.005 мм;

розмір шматків здрібненого матеріалу – $d_к$=0.001 мм

– колоїдне: розмір шматків початкового матеріалу $d_п$<0.001 мм;

розмір шматків здрібненого матеріалу – $d_к$<0.0001 мм.

При подрібненні твердих матеріалів існує чотири основні способи, рисунок 7.1: роздавлення, стирання, удар та розколювання

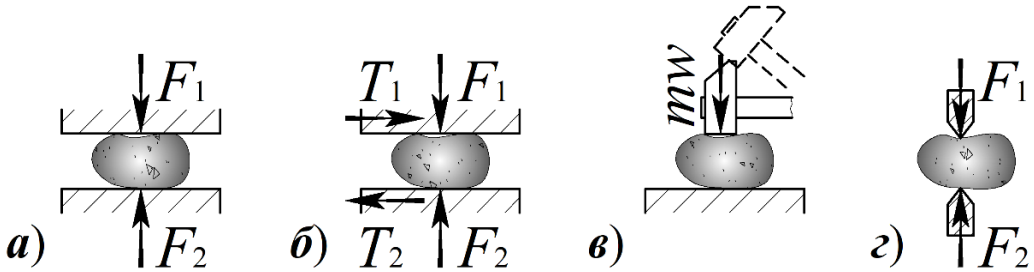


Рисунок 7.1. Способи подрібнення:

а) роздавлення; *б*) стирання; *в*) удар *г*) розколювання

При роздавлюванні матреріал під впливом навантаження деформується по всьому об’єму і коли внутрішнє напруження в ньому перевищить границю міцності на стиск – руйнується. Стирання матеріалу відбувається під впливом стискальних, розтягуючих і зрізувальних сил. Як правило, стирання супроводжується роздавленням чи ударом і застосовується для отримання дрібних, тонких часток (зазвичай для м’яких, в’язких матеріалів). Розколювання застосовується для подрібнення крихких матеріалів (крейда), щоб уникнути утворення дріб’язку. Для твердих і міцних матеріалів застосовуються удар чи розколювання. У промисловості використовується ще розламування і розпилення, але при цьому часто комбінують різні способи подрібнення.

Ступінь подрібнення. Ступенем подрібнення називається відношення максимальних за розмірами розмірів шматків до $d_п$ і після подрібнення $d_к$.

$$i = \frac{d_п}{d_к}.$$

Отриманні шматки мають різну форму і тому практично $d_п$ і $d_к$ визначають за розміром отворів сит, через які просівають початковий матеріал і кінцевий

продукт. У випадку, якщо просівання матеріалу не проводиться – приблизне значення ступеню подрібнення визначають за формулою:

$$i \approx \frac{0{,}85B}{e}$$

де B та e – ширина завантажувального і розвантажувального отвору дробарки відповідно, м.

Більш точно ступінь подрібнення i може бути визначена по середньому розміру шматків, що знаходяться за допомогою ситового аналізу.

$$d_{\text{п}} = \frac{A+B+C}{3}; \qquad d_{\text{к}} = \frac{a+b+c}{3},$$

де A, B, C і a, b, c – середні лінійні розміри шматків до і після подрібнення відповідно.

7.2. РОЗРАХУНОК ЩОКОВОЇ ДРОБАРКИ

7.2.1. Теоретичні відомості

Щокові дробарки застосовуються для великого подрібнення шматків розміром до 1000 мм. Основні діючі зусилля – роздавлення та стирання. Використовуються для подрібнення граніту при виробництві щебеню, при подрібненні карбіду кальцію, вугілля тощо. У цих дробарках матеріал подрібнюється шляхом періодичного роздавлення між двома плитами (рухомою і нерухомою щоками). Готовий продукт вільно випадає через нижню випускну щілину при відході рухливої щоки.

Основні сфери промисловості, де застосовуються щокові дробарки, включають:

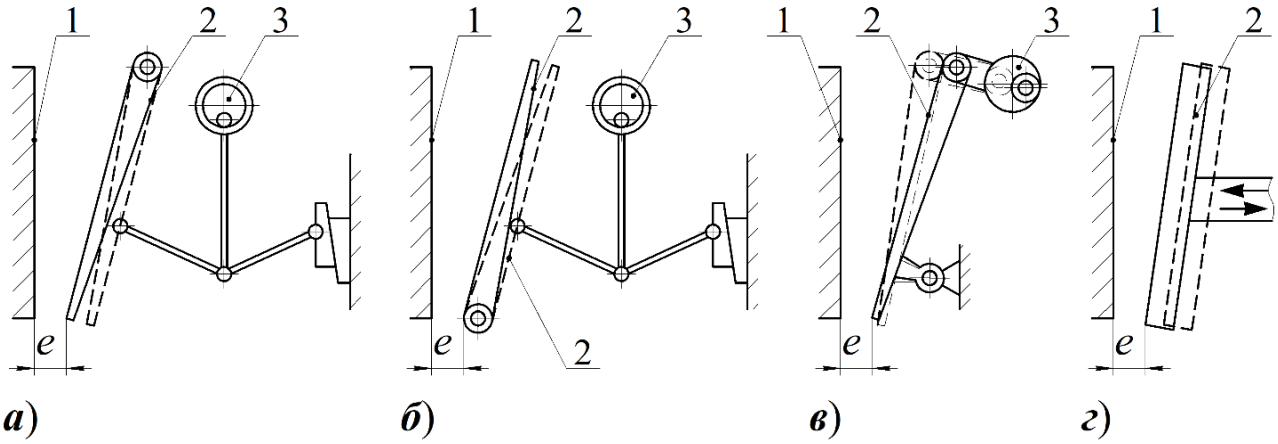
1. Гірничодобувна промисловість –для розмелювання каменю, руди, вугілля та інших матеріалів, що видобуваються з надр землі.
2. Будівельна промисловість – для подрібнення бетону, кераміки, скла, каменю та інших матеріалів, що використовуються в будівельному виробництві.
3. Машинобудівна промисловість – для розмелювання металів, таких як сталь, алюміній, мідь, латунь та інші, для виробництва різних компонентів та деталей машин.
4. Харчова промисловість – для подрібнення харчових продуктів, таких як зерно, цукор, спеції, кава та інші, для виробництва продуктів харчування.
5. Фармацевтична промисловість – для подрібнення різних видів лікарських речовин та інших матеріалів, що використовуються в фармацевтичному виробництві.

Основні матеріали, які подрібнюють у щокових дробарках, такі як бетон та камінь, мають високу межу міцності та модуль пружності. Наприклад, межа міцності бетону зазвичай становить від 20 до 50 МПа, а модуль пружності – близько 30 ГПа. Для каменю межа міцності зазвичай є більшою, і може становити до 100 Мпа, а модуль пружності близько 50 ГПа.

Метали також можуть бути подрібнені в щокових дробарках, але для них межа міцності та модуль пружності зазвичай є ще більшими. Наприклад, межа міцності сталі може становити більше 400 МПа, а модуль пружності – близько 200 ГПа.

7.2.2. Огляд конструкцій щокових дробарок

Щокові дробарки відрізняються за кінематичними схемами, рисунок 7.2.



1 – нерухома щока; 2 – рухома щока; 3 – ексцентриковий вал.

Рисунок 7.2. Кінематичні схеми щокових дробарок:

а) із верхнім підвісом щоки (просте коливання);

б) із нижнім підвісом щоки (просте коливанн); *в*) зі складним рухом щоки;

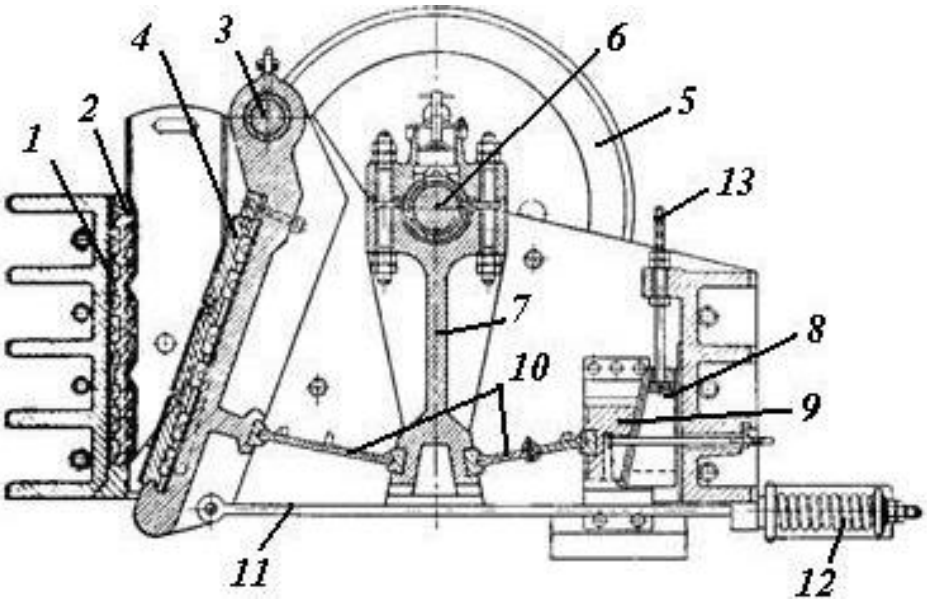
г) із послідовно-паралельним рухом щоки.

Щокові дробарки використовуються для подрібнення різних матеріалів, таких як бетон, асфальт, камінь, скло, кераміка, метал та інші.

Розглянемо схему роботи щокової дробарки з верхнім підвісом, простим коливанням рухомої щоки і приводом шарнірно-підйомного типу, рисунок 7.3.

Всі частини дробарки кріпляться на станині 1, що робиться з чавуна або відливається зі сталі (у випадку дроблення великих і твердих матеріалів). У великих дробарках станина складається з декількох частин, що стягуються болтами. Перед складанням болти нагріваються до 400°С, і при охолодженні вони щільно стягують станину. Передня стінка станини одночасно є нерухомою

щокою 1. Рухома щока 4 шарнірно підвішена на вісі підвісу 3, що спирається на підшипники в станині. Щоки виробляються з сталі або чавуну. Для захисту поверхні щік, а також бічних стінок робочого простору, застосовуються футеровочні (броньові) плити 2, що сприймають великі навантаження (до 10000 Н) і виконані із зносостійкого матеріалу (відбілений чавун або марганцевиста сталь). Броньові плити робочих щік робляться ребристими, що полегшує подрібнення матеріалу.



1 – станина; 2 – броньована плита, 3 – шарнір підвісу рухомої щоки;
4 – рухома щока; 5 – маховик; 6 – ексцентриковий вал; 7 – шатун;
8, 9 – регулювальні клини; 10 – розпірна плита; 11 – тяга;
12 – пружина; 13 – регулюючий гвинт.

Рисунок 7.3. Схема роботи щокової дробарки з верхнім підвісом та простим коливанням рухомої щоки і приводом шарнірно-підйомного типу

Термін роботи броньових плит залежить від подрібнюваного матеріалу. Так, при подрібненні граніту броньована плита з марганцевистої сталі служить 7 днів, а при дробленні більш м’якого вапняку – 2 роки. Для сприйняття ударних навантажень між броньовою плитою і щокою ставиться прокладка з м’якого матеріалу (цинк, свинець іноді цемент).

Рухома щока коливається за допомогою ексцентрикового вала 6. Ексцентрик на болтах з'єднується зі сталевим шатуном 7. Нижній кінець шатуна має гнізда з вкладишами, вкладиші сталеві з цементованою поверхнею тертя. Ексцентрик 6 надає вертикального руху шатуну 7, що шарнірно зв'язаний через розпірні плити 10 з рухомою щокою 4 і регулювальними клинами 8. Розпірні плити служать для запобігання механізму від поломок, що можуть відбуватися при появі шматків металу між щоками, і передають зусилля для подрібнення. Ці плити мають ослаблену міцність (частіше задня плита). При попаданні випадкових надміцних предметів у робочий орган дробарки, плита руйнується і може бути замінена. Плити робляться з ослабленим перерізом, або з двох частин, з'єднаних спеціальними болтами. За один оберт ексцентрикового вала рухома щока підійде на задану відстань до нерухомої (робочий хід щоки) і повернеться в початкове положення (холостий хід, при якому відбувається вивантаження матеріалу). Тобто за один оберт вала щока робить одне подвійне коливання. Для дробарки з кулачковим механізмом за 1 оберт вала щока робить 2 подвійні коливання. Ширина розвантажувального отвору (шпальта) може змінюватися за допомогою зміни довжини розпірних плит або регулювальними клинами 9, що закріплюються в кожному їх положенні болтами. Повернення щоки в початкове положення виконує тяга 11 і пружина 12, що стискується при робочому ході. Для пом'якшення навантаження на ексцентриковий вал встановлюють два маховики 5, що накопичують енергію при холостому ході. Один з них служить шківом клинопасової передачі. Розмір завантажувального отвору дробарок змінюється від 150×100 мм до 2100×1500 мм при продуктивності від 1 до 700 т/год., ширина шпальта для вивантаження – 25÷300 мм.

7.2.3. Методика розрахунку щокової дробарки

<u>Вихідні дані:</u>

Продуктивність, т/год G;

Найбільший початковий розмір шматків матеріалу, м $d_п$;

Довжина завантажувального отвору та розвантажувального (шпальта), м	B;
Ширина завантажувального отвору, м	A;
Ширина розвантажувального отвору (шпальта), мм	e;
Хід щоки, м	s;
Коефіцієнт розрихлення матеріалу	a;
Густина матеріалу, кг/м^3	$\rho_т$;
Межа міцності матеріалу на стискання, МПа	σ;
Модуль пружності матеріалу, МПа	E;
Коефіцієнт тертя	f.

Значення вихідних даних для розрахунку рідинної мішалки наведено в пункті Д.7.1.1 додатку 7.1. Розрахункову схему щокової дробарки наведено на рисунку 7.4.

Визначення частоти обертання ексцентрикового вала (частоти подвійних коливань).

Кут тертя, град:

$$\rho = \text{arctg}\, f$$

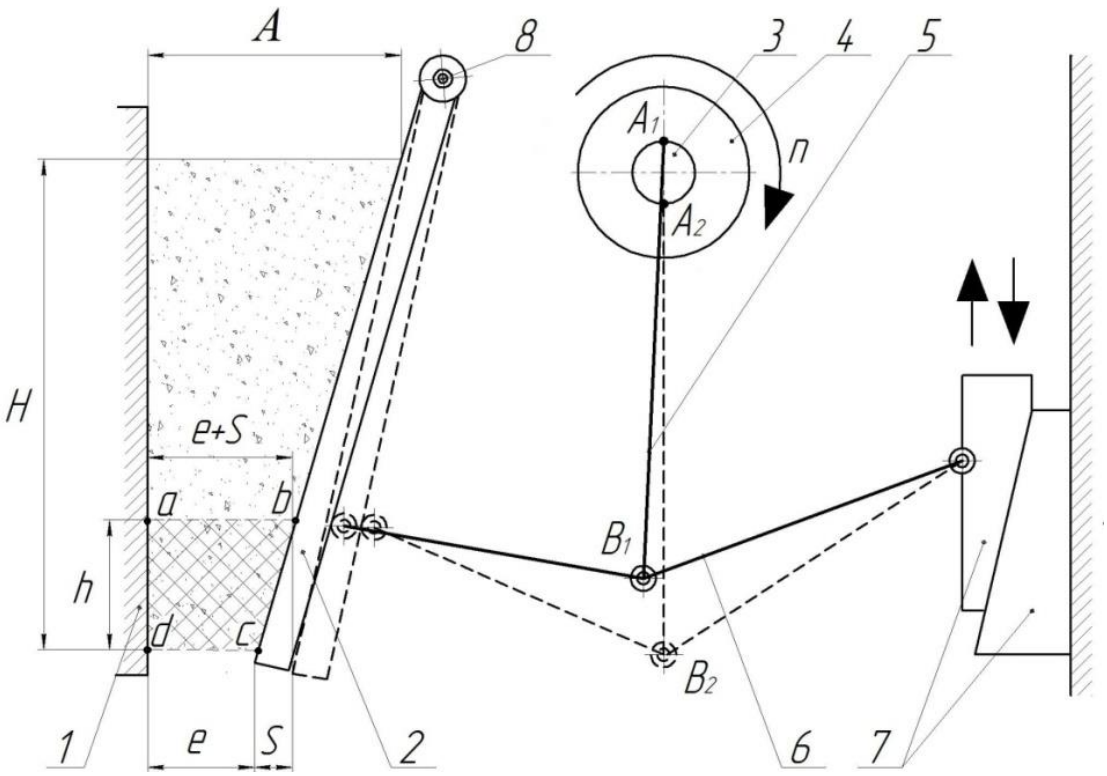
Кут захоплення, град:

$$\alpha \leq 2\rho$$

Значення кута захоплення приймається в межах $15^o \leq \alpha \leq 32^o$ (ціле значення).

Час відходу рухомої щоки має дорівнювати часу вивантаження матеріалу:

$$\tau_{\text{відх.}} = \tau_{\text{вив.}} \qquad (7.1)$$



1 – нерухома щока; 2 – рухома щока; 3 – ексцентриковий вал; 4 – маховик; 5 – шатун; 6 – ексцентриковий вал; 7 – регулювальні клини; 8 – шарнір підвісу рухомої щоки

Рисунок 7.4. Розрахункова схема щокової дробарки

Час вивантаження матеріалу, с:

$$\tau_{\text{вив.}} = \sqrt{\frac{2h}{\text{g}}}. \tag{7.2}$$

Час відходу рухомої щоки із положення 1 у положення 2 (хід щоки), с:

$$\tau_{\text{відх.}} = \frac{1}{2}\frac{60}{n} \tag{7.3}$$

Після підстановки (7.2) та (7.3) у (7.1) отримаємо:

$$\frac{1}{2}\frac{60}{n} = \sqrt{\frac{2h}{\text{g}}} \tag{7.4}$$

З рівняння (7.4) критична частота обертання ексцентрикового вала (частота подвійних коливань), об/хв:

$$n_{\text{кр.}} = \frac{30}{\sqrt{\frac{2h}{\text{g}}}}\ , \qquad (7.5)$$

де h – висота падіння подрібненого матеріалу (ad). Визначається через хід щоки s і кут захоплення α, м:

$$h = \frac{s}{\text{tg}\alpha} \qquad (7.6)$$

Після підстановки (7.6) у (7.5) отримаємо, об/хв.:

$$n_{\text{кр.}} = 66.5\sqrt{\frac{\text{tg}\alpha}{s}}$$

Робоча частота обертання ексцентрикового вала приймається $n_{\text{р}} \leq n_{\text{кр}}$, у іншому випадку при $n_{\text{р}} > n_{\text{кр}}$ не виконуватиметься золоте правило подрібнення, так як $\tau_{\text{відх.}} < \tau_{\text{пад.}}$, тобто подрібнений матеріал не буде повністю висипатися і повторно здрібнюватися.

Визначення продуктивності дробарки із заданими розмірами та необхідної їх кількості для забезпечення заданої продуктивності

Розрахункову схему до визначення об'ємної продуктивності щокової дробарки наведено на рисунку 7.5, де:

- висота падіння – $\boldsymbol{h} = ad$;
- ширина шпальта – $\boldsymbol{e} = dc$;
- максимальний діаметр подрібненого матеріалу – $\boldsymbol{d_{max}} = e+s = ab$.

Середній розмір частинок після подрібнення, м:

$$d_{\text{сер}} = \frac{2e + s}{2}$$

Тоді ступінь подрібнення:

$$i = \frac{d_{\text{п}}}{d_{\text{сер}}}$$

Приймається, що за один оберт ексцентрикового вала з дробарки випадає призма матеріалу, тоді об'єм подрібненого матеріалу, м^3:

$$V = FB, \qquad (7.7)$$

де F – площа основи призми матеріалу. Приймаємо, що в основі призми лежить трапеція *abcd*, рисунок 7.5, тоді площа основи, м^2:

$$F = \frac{ab + cd}{2} ad = \frac{(e + s) + e}{2} h, \qquad (7.8)$$

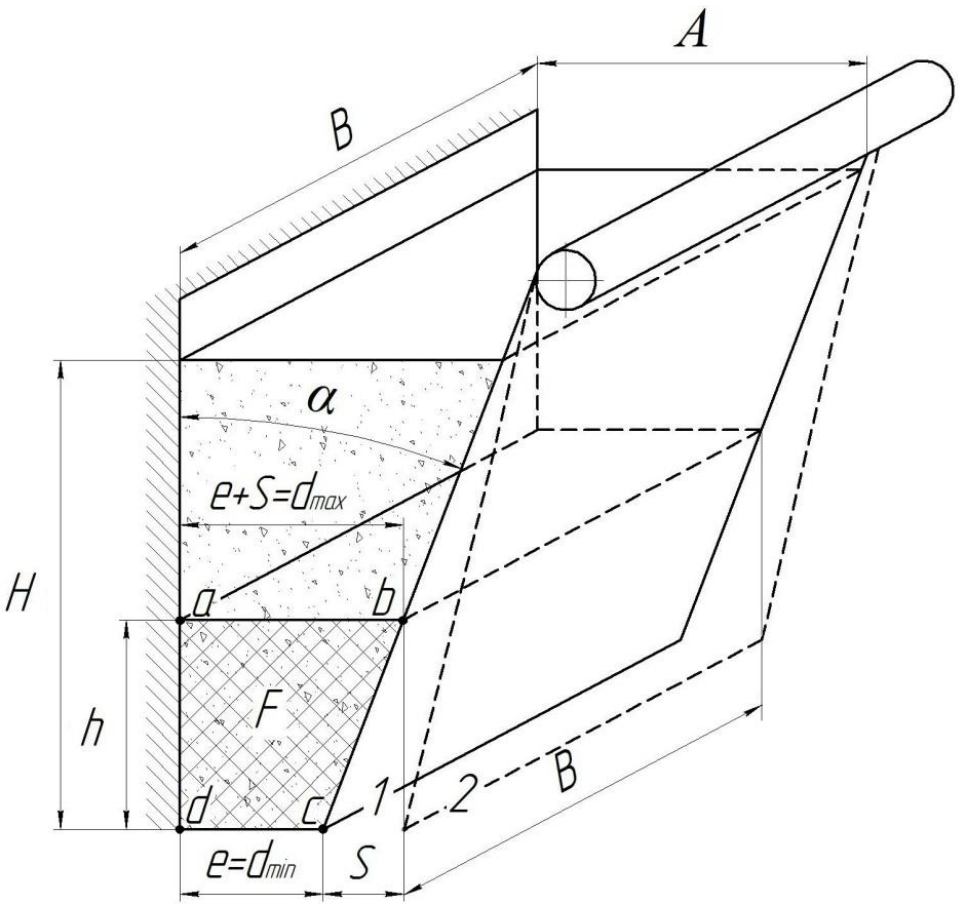


Рисунок 7.5. Розрахункова схема до визначення об’ємної продуктивності щокової дробарки

Після підстановки (7.8) у (7.7) отримаємо об’єм подрібненого матеріалу, що вивентажується з камери дробарки під дією сили тяжіння за 1 повний оберт ексцентрикового вала, м^3:

$$V = \frac{2e + s}{2} hB$$

Об’ємна продуктивність щокової дробарки, м^3/год:

$$V_г = aVn_{р.}$$

де $n_р$ підставляється в об/год.

Масова продуктивність однієї дробарки, т/год:

$$G_1 = \frac{an_{\text{р.}}60d_{\text{сер}}sB\rho_{\text{т}} \cdot 10^{-3}}{\text{tg}\alpha}$$

де $n_{\text{р}}$ підставляється в об/год, $\rho_{\text{т}}$ підставляється в т/м^3.

Необхідна кількість дробарок, одиниць:

$$m = \frac{G_{\text{зад}}}{G_1}$$

Кількість дробарок ***m*** приймається з округленням до цілого числа.

Визначення витрат енергії на процес подрібнення

Для розрахунку витрат потужності на подрібнення у щоковій дробарці обґрунтованого аналітичного розрахунку немає. На практиці під час вибору двигуна користуються дослідними даними та даними каталогів заводів-виробників. Орієнтовно потужність двигуна можна визначати за формулою, Вт:

$$N = 0.2564\frac{\sigma^2 n_{\text{р.}}B(d_{\text{п}}^2 - d_{\text{сер}}^2)}{E}$$

де $n_{\text{р}}$ підставляється в об/с.

Реальна потужність двигуна з урахуванням запасу 0.25%, кВт:

$$N_{\text{двиг.}} = 1.25N$$

Загальна потужність дробарки, кВт:

$$N_{\text{заг.}} = mN_{\text{двиг.}}$$

Енергія, що затрачається на 1 кілограм готового продукту, Вт/кг:

$$J = \frac{N_{\text{заг.}}}{G_{\text{зад}}}$$

де $G_{\text{зад}}$ підставляється в кг/с

7.2.4. Приклад програмного розрахунку щокової дробарки в *Mathcad*

Вихідні дані:

Задана продуктивність:

$\frac{т}{год}$ $G_{зад.} := 140$

Найбільший початковий розмір шматків матеріалу:

м $d_п := 650 \cdot 10^{-3}$

Довжина завантажувального отвору та розвантажувального (шпальта):

м $B := 1$

Ширина завантажувального отвору:

м $A := 0.8$

Ширина розвантажувального отвору (шпальта):

м $e := 120 \cdot 10^{-3}$

Хід щоки, м

м $s_1 := 30 \cdot 10^{-3}$

Коефіцієнт розрихлення матеріалу:

м $a := 0.3$

Густина матеріалу:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_т := 2690$

Межа міцності матеріалу на стискання:

Па $\sigma := 40 \cdot 10^6$

Модуль пружності матеріалу:

Па $E := 30 \cdot 10^9$

Коефіцієнт тертя:

$f := 0.14$

Розрахунки

Визначення частоти обертання ексцентрикового вала (частоти подвійних коливань)

1. Кут тертя:

град $\rho := \operatorname{atan}(f) \cdot \frac{rad}{deg} = \operatorname{atan}(0.14) \cdot \frac{rad}{deg} = 7.97$

2. Кут захоплення матеріалу:

град $\alpha := 2 \cdot \rho = 2 \cdot 7.97 = 15.94$

2.1. Приймаємо ціле значення кута захоплення матеріалу:

град $\alpha := \mathrm{ceil}(\alpha) = \mathrm{ceil}(15.94) = 16$

2.2. Перевірка умови та остаточний вибір кута захоплення матеріалу:

град $\alpha_1 := \begin{cases} \alpha & \text{if } 15 \le \alpha \le 32 = 16 \\ 15 & \text{if } \alpha < 15 \\ 32 & \text{if } \alpha > 32 \end{cases}$

3. Висота падіння подрібненого матеріалу:

м $h := \dfrac{s_1}{\tan(\alpha_1 \cdot deg)} = \dfrac{30 \cdot 10^{-3}}{\tan(16 \cdot deg)} = 0.105$

4. Критична частота обертання ексцентрикового вала (подвійних коливань рухомої щоки):

$\dfrac{об}{хв}$ $n_{кр} := 66.5 \cdot \sqrt{\dfrac{\tan(\alpha_1 \cdot deg)}{s_1}} = 66.5 \cdot \sqrt{\dfrac{\tan(16 \cdot deg)}{30 \cdot 10^{-3}}} = 205.593$

5. Робоча частота обертання ексцентрикового вала (подвійних коливань рухомої щоки):

$\dfrac{об}{хв}$ $n_p := \mathrm{floor}(n_{кр}) = 205$

Визначення продуктивності дробарки із заданими розмірами та необхідної їх кількості для забезпечення заданої продуктивності

6. Середній розмір частинок матеріалу, що подрібнилися:

м $d_{сер} := \dfrac{2 \cdot e + s_1}{2} = \dfrac{2 \cdot 120 \cdot 10^{-3} + 30 \cdot 10^{-3}}{2} = 0.135$

7. Ступінь подрібнення матеріалу:

$i := \dfrac{d_п}{d_{сер}} = \dfrac{650 \cdot 10^{-3}}{0.135} = 4.815$

8. Об'єм подрібненого матеріалу, що випадає за один оберт ексцентрикового вала з дробарки:

$м^3$ $V := \dfrac{(e + s_1) + e}{2} \cdot h \cdot B = \dfrac{e + 30 \cdot 10^{-3} + e}{2} \cdot 0.105 = 0.287$

9. Об'ємна продуктивність щокової дробарки:

$$\frac{м^3}{год} \; V_г := a \cdot V \cdot n_p \cdot 60 = 0.3 \cdot 0.287 \cdot 205 \cdot 60 = 1.059 \times 10^3$$

10. Масова продуктивність однієї дробарки:

$$\frac{т}{год} \; G_1 := \frac{a \cdot n_p \cdot 60 \cdot d_{сер} \cdot s_1 \cdot B \cdot \frac{\rho_т}{1000}}{\tan(\alpha_1 \cdot deg)} = \frac{0.3 \cdot 205 \cdot 60 \cdot 0.135 \cdot 30 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{2690}{1000}}{\tan(16 \cdot deg)} = 140.197$$

11. Необхідна кількість дробарок для забезпечення заданої продуктивності, одиниць:

$$m_{розрах} := \frac{G_{зад.}}{G_1} = \frac{140}{140.197} = 0.999$$

11.1. Прийнята кількість дробарок для забезпечення заданої продуктивності, одиниць

$$m := ceil(m_{розрах}) = 1$$

12. Орієнтовна необхідна потужність двигуна:

$$Вт \quad N := 0.2564 \cdot \frac{\sigma^2 \cdot \frac{n_p}{60} \cdot B \cdot \left(d_п^{\,2} - d_{сер}^{\,2}\right)}{E} = 1.889 \times 10^4$$

13. Реальна потужність двигуна з урахуванням запасу 0.25%:

$$Вт \quad N_{двиг} := 1.25 \cdot N = 1.25 \cdot 1.889 \cdot 10^4 = 2.361 \times 10^4$$

Загальна потужність, що затрачається на роботу прийнятої кількості дробарок:

$$Вт \quad N_{заг} := m \cdot N_{двиг} = 2.361 \cdot 10^4 = 2.361 \times 10^4$$

Кількість енергії, що затрачається на кілограм готового продукту:

$$\frac{Вт}{кг} \quad J := \frac{N_{заг}}{G_{зад.} \cdot \frac{1000}{3600}} = \frac{2.361 \cdot 10^4}{140 \cdot \frac{1000}{3600}} = 607.114$$

7.2.5. Контрольні запитання

1. З якою метою застосовують подрібнення твердих матеріалів?
2. Що таке здрібнення?
3. На які види умовно поділяють здрібнення?
4. Які розрізняють основні класи здрібнення?

5. У залежності від чого можна встановити клас здрібнення та які значення даного параметру відповідають подрібненню, а які – розмелюванню?

6. Які виділяють основні способи подрібнення?

7. Що показує ступінь подрібнення та як його визначають?

8. Для якого виду та класу здрібнення застосовуються щокові дробарки?

9. Які основні способи подрібнення реалізовано при застосуванні щокових дробарок?

10. Де зазвичай застосовують щокові дробарки (у яких сферах)?

11. Які вирізняють можливі кінематичні схеми щокових дробарок?

12. Пояснити конструкцію та принцип роботи щокової дробарки на прикладі машини із верхнім підвісом рухомої щоки.

13. З якою метою в щокових дробарках застосовують броньовані плити?

14. Як визначається кут захоплення матеріалу при подрібненні у щокових дробарках? На що він впливає та від чого залежить?

15. Як звучить, так зване, «Золоте правило подрібнення» та яке його практичне значення?

16. Чим обмежується частота подвійних коливань рухомої щоки дробарки? Від чого вона залежить?

17. Як визначається продуктивність щокових дробарок?

18. Від чого залежать витрати енергії при подрібненні у щокових дробарках?

19. Який вплив на процес подрібнення має ширина шпальта?

20. Який вплив на процес подрібнення має хід щоки?

7.3. РОЗРАХУНОК ВАЛКОВОЇ ДРОБАРКИ

7.3.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій валкових дробарок

Валкові дробарки застосовуються для середнього і дрібного подрібнення матеріалів. Матеріал подрібнюється двома валками, що обертаються назустріч один одному. Валки бувають гладкими, рифленими і зубчатими. В перших подрібнення матеріалу відбувається роздавлюванням і частково стиранням, в інших – розколюванням і частково стиранням.

Валкові дробарки можуть бути з одним валком (подрібнення між зубчатим валком і колосниковими ґратами), із двома валками, із двома чи трьома парами валків для підвищення ступеня подрібнення (кріпляться на одній станині).

За конструктивним оформленням валкові дробарки, рисунок 7.6, розрізняються: із нерухомими підшипниками обох валків, рисунок 7.6 *а*; із рухомим підшипником одного валка, рисунок 7.6 *б*; із рухомими підшипниками обох валків, рисунок 7.6 *в*.

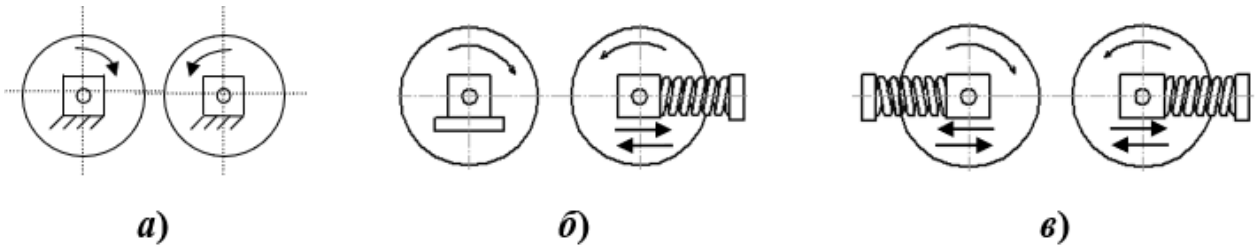
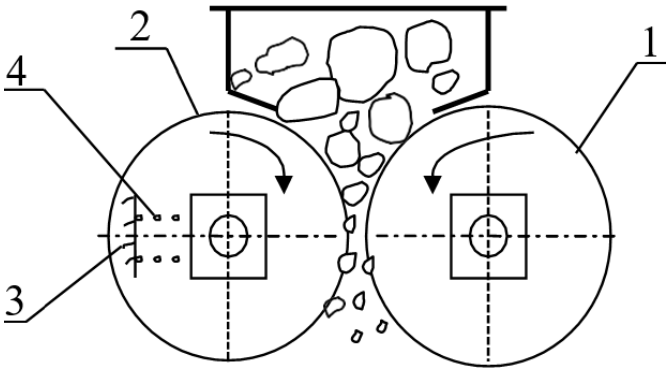


Рисунок 7.6. Конструктивне оформлення валкових дробарок:
а) із нерухомими підшипниками обох валків; *б*) із рухомим підшипником одного валка; *в*) із рухомими підшипниками обох валків

Перший тип дробарок найменш розповсюджений внаслідок частого руйнування деталей при попаданні між валками предметів, які не подрібнюються. Однак із введенням запобіжних болтів, що зрізуються, ці валки отримали найбільше поширення. У валкових дробарках на рисунку 7.6 *б* та рисунку 7.6 *в* запобіжні пружини стискуються, дозволяючи валку відійти вбік і пропустити предмет, що не подрібнюється, у щілину.

Гладенькі валки виготовляються з чавуна і футеруються бандажами з марганцевистої чи вуглецевої сталі в залежності від твердості подрібнюваного матеріалу. Привід валків здійснюється за допомогою пасової передачі. Кожен валок має окремий привід. В інших конструкціях привід має тільки один валок, а другий валок приводиться від першого через циліндричну пару зубчатих шестірень. Ці шестірні мають подовжені зуби, що не виходять із зачеплення при відході рухливого валка. Ступінь подрібнення i=3÷4 (для твердих матеріалів) та i=10÷15 (для м'яких матеріалів і матеріалів середньої твердості). Розмір шматків після подрібнення d≈2÷10 мм. Діаметр валків 400÷1500 мм, ширина 250÷600 мм. Продуктивність – до 200 т/год. Лінійна швидкість обертання валка – 2÷8 м/с.

Початковий матеріал надходить у валкову дробарку, рисунок 7.7, втягується парою гладких циліндричних валків 1, 2, що рухаються назустріч один одному.



1, 2 – валки; 3 – корпус; 4 – пружина

Рисунок 7.7. Схема валкової дробарки

Валки розташовані на підшипниках в корпусі 3, причому валок 1 нерухомо закріплений на станині, а валок 2 – в підшипниках ковзання, які утримуються в заданому положенні за рахунок пружини 4. При попаданні твердого стороннього предмета у дробарку рухомий валок відходить від нерухомого, збільшуючи відстань між ними, і предмет випадає з дробарки без її пошкодження.

Кут захоплення – це кут, утворений двома дотичними, проведеними через точки дотику матеріалу до поверхні валка, рисунок 7.8 *а* та *б*. У цих точках діють

сила нормального тиску P_1, нормаль до неї і напрямлена вниз сила тертя P_1f. За аналогією із щоковою дробаркою, умова втягування матеріалу: $\alpha \leq 2p$. Зазвичай приймається $\alpha=32 \div 48°$, що відповідає $f=0.3 \div 0.45$.

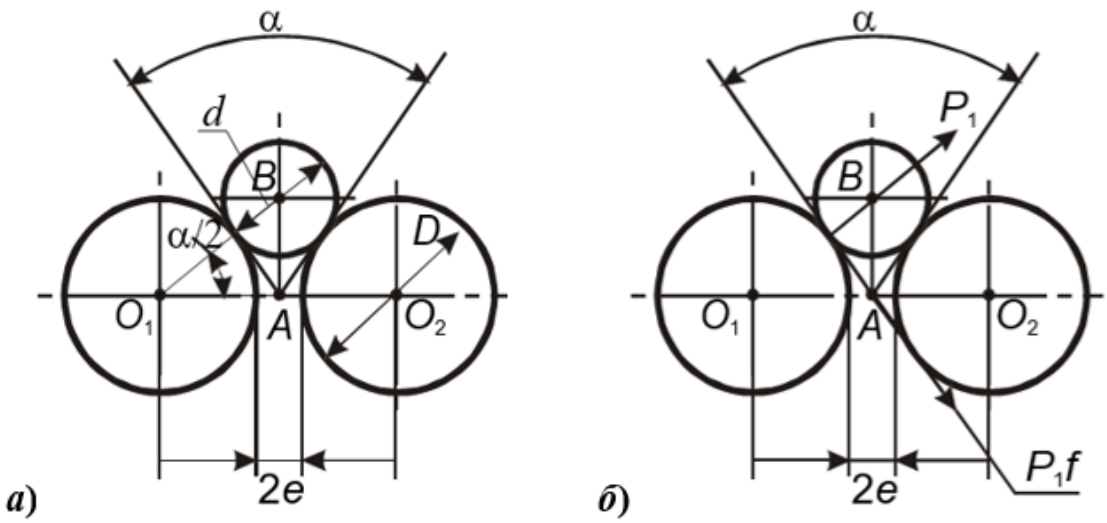


Рисунок 7.8. Схема розрахунку технологічних характеристик валкової дробарки

Кут захоплення залежить від діаметра валків, діаметра шматка матеріалу і зазору між валками – $2e$. Кут захоплення зменшується при збільшенні діаметра валків, зменшенні діаметра шматків матеріалу, збільшенні відстані між валками.

Основні сфери промисловості, на яких використовуються валкові дробарки, включають:

1. Хімічна промисловість – для подрібнення різних хімічних речовин (крейди, вапняку, соди та ін.) для виробництва різних хімічних продуктів.

2. Фармацевтична промисловість – для подрібнення лікарських речовин, таких як таблетки, капсули та інші форми лікарських засобів.

3. Харчова промисловість – для подрібнення харчових продуктів, таких як зерно, цукор, спеції, сировина для виробництва хліба та інші.

4. Паперова промисловість – для подрібнення деревної сировини, що використовується для виробництва паперу та картону.

5. Виробництво будівельних матеріалів – для подрібнення різних матеріалів, таких як глина, кераміка, цегла та інші.

6. Виробництво електроніки – для подрібнення різних матеріалів, що використовуються в електронних компонентах, таких як кремній, металеві порошки, полімери та інші, що використовуються для виробництва різноманітних електронних пристроїв, включаючи мікросхеми, транзистори, датчики, сонячні панелі та інші.

7. Виробництво автомобілів – для подрібнення металів та інших матеріалів, що використовуються в автомобільній промисловості, для виробництва різних деталей та компонентів (кузови, двигуни, рами та інші).

8. Виробництво пластмас – для подрібнення пластмас та полімерів, що використовуються в різних промислових сферах, включаючи автомобільну, електронну, будівельну та інші галузі промисловості.

Основні матеріали, які зазвичай подрібнюють у валкових дробарках: вугілля, руди, цемент, скло, кераміка, метал та інші.

Межа міцності вугілля зазвичай досить низька і становить близько 1-2 МПа, а модуль пружності – близько 0,1 ГПа. Для руди значення межі міцності та модуля пружності можуть варіюватись в залежності від конкретного типу руди. Наприклад, межа міцності залізної руди може становити до 300 МПа, а модуль пружності – близько 200 ГПа. Цемент може також бути подрібнюваний у валкових дробарках. Межа міцності цементу зазвичай становить близько 50 МПа, а модуль пружності – близько 20 ГПа. Межа міцності сталі залежить від її типу та складу і може бути в діапазоні від 200 до 1000 МПа. Модуль пружності сталі зазвичай становить близько 200 ГПа. Вугілля також можна подрібнювати у валкових дробарках.

7.3.2. Методика розрахунку валкової дробарки

***<u>Вихідні дані</u>*:**

Задана продуктивність, т/год $G_{зад.}$;

Діаметр вихідних частинок, що подаються на подрібнення м $d_п$;

Густина подрібнюваного матеріалу, кг/м^3 $\rho_т$;

Межа міцності матеріалу, МПа	σ;
Модуль пружності матеріалу, МПа	*E*;
Коефіцієнт тертя матеріалу об валки	*f*;
Заданий ступінь подрібнення матеріалу	*i*;
Коефіцієнт розрихлення матеріалу	μ
Коефіцієнт корисної дії	η.

Значення вихідних даних для розрахунку рідинної мішалки наведено в пункті Д.7.1.2 додатку 7.1. Розрахункову схему валкової дробарки наведено на рисунку 7.9.

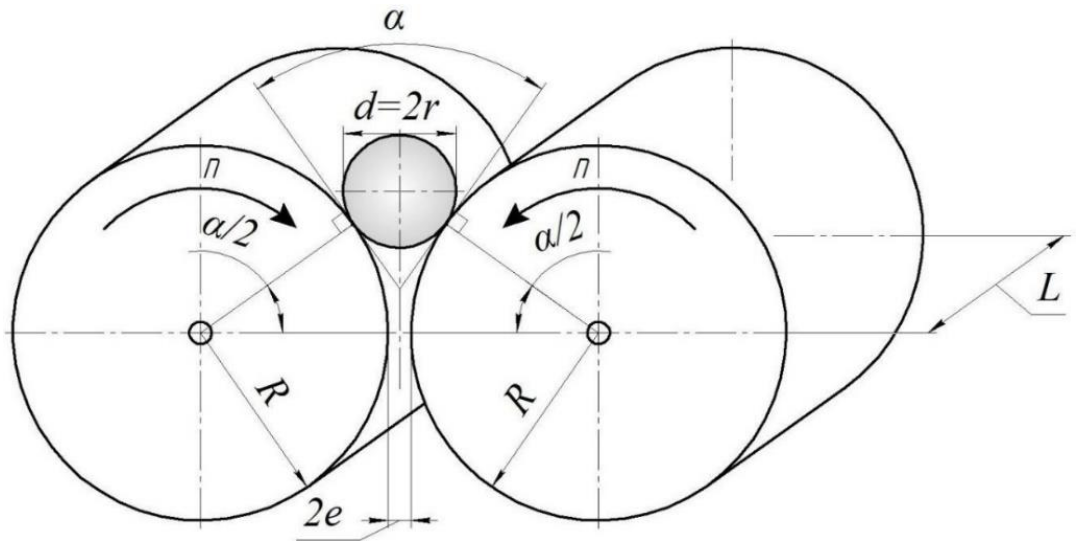


Рисунок 7.9. Розрахункова схема валкової дробарки

Визначення розмірів та частоти обертання валків.

Кут захоплення залежить від діаметра валків, діаметра шматка матеріалу і відстані між валками 2*e* (зазвичай приймають 32÷48˚, що відповідає *f*=0.3÷0.45).

Кінцевий діаметр частинок, здрібнених до необхідного ступеня подрібнення, м:

$$d_к \leq \frac{d_п}{i}$$

Зазор між валками, рисунок 7.9, $2e=d_к$, тоді половина зазору, м:

$$e \leq \frac{d_к}{2}$$

Діаметр валків, м:

$$D' = \frac{d_{\text{п}}\cos\left(\frac{\alpha}{2}\right) - 2e}{1 - \cos\left(\frac{\alpha}{2}\right)}$$

Дійсне значення діаметра валків D отримують округленням D' до більшого зі стандартного ряду значень, м: 0.2; 0.3; 0.4; 0.5; 0.6; 0.7; 0.8; 0.9; 1.0; 1.1; 1.2; 1.3; 1.4; 1.5.

На практиці найбільший діаметр шматків у 18÷22 рази менше діаметра валків, тому робиться перевірка умови:

$$\frac{D}{d_{\text{п}}} = 18 \div 22$$

Довжина валка, м:

$$L = 0.7D$$

Граничне число обертів валків, об/хв:

$$n_{\max} \leq 616\sqrt{\frac{f}{\rho_{\text{т}} d_{\text{п}} D}}$$

Унаслідок перевищення граничного числа обертів валків виникає відцентрова сила, яка зменшує коефіцієнт тертя, тому робоча частота обертання валків приймається меншою на 10÷15%, об./хв.:

$$n = 0.85 n_{\max}$$

Визначення продуктивності дробарки

Колова швидкість обертання валків, м/с:

$$w = \pi D n$$

де n підставляється в об/с.

Схему до визначення об’ємної продуктивності наведено на рисунку 7.10.

Об'ємна продуктивність валкової дробарки, якщо вважати, що із зазору між валками виходить стрічка подрібненого матеріалу, рисунок 7.10, товщиною $2e$ і шириною L, м^3/с:

$$V = w 2 e L \mu$$

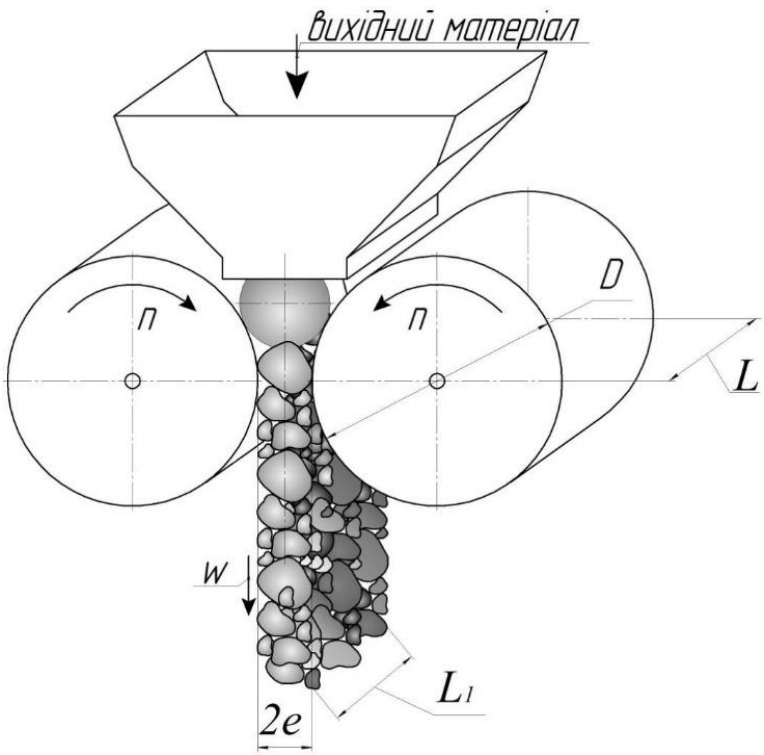


Рисунок 7.10. Схема до визначення об’ємної продуктивності валкової дробарки

Масова продуктивність дробарки, кг/с:

$$G = V\rho_{т}$$

Необхідна кількість дробарок, одиниць:

$$m = \frac{G_{зад.}}{G_1}$$

де $G_{зад.}$ підставляється в кг/с.

Кількість дробарок m приймається з округленням до одиниць або при незначному перевищенні цілого числа (при $m \leq 1.5$) для забезпечення більш ефективного використання дробарки приймається інший кут захоплення матеріалу за рахунок зміни діаметру валків та виконується повторний перерахунок.

Визначення витрат енергії на подрібнення 1 кг подрібненого матеріалу

Потужність у валкових дробарках витрачається на подрібнення, тертя матеріалу з валками і тертя в підшипниках. При розрахунках користуються даними відповідних каталогів. Орієнтовно для гладеньких валків питомі витрати потужності становлять 1.3÷3 кВт на 1 м^3 подрібнюваного матеріалу.

Споживча потужність у валковій дробарці витрачається на роботу подрібнення, тертя матеріалу з валками та тертя у підшипниках. Потужність привода дробарки, кВт:

$$N = \frac{G_1 \sigma^2}{4E\rho_т \eta}$$

Загальна потужність валкових дробарок, кВт:

$$N_{заг} = Nm$$

Енергія, що затрачається на 1 кілограм готового продукту, кВт/кг:

$$J = \frac{N_{заг}}{G_{зад.}}$$

7.3.3. Приклад програми розрахунку валкової дробарки в *Mathcad*

Вихідні дані:

Задана продуктивність:

$\frac{т}{год}$ $G_{зад} := 30$

Найбільший початковий розмір шматків матеріалу:

м $d_п := 40 \cdot 10^{-3}$

Густина матеріалу:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_т := 1700$

Межа міцності матеріалу:

Па $\sigma := 100 \cdot 10^6$

Модуль пружності матеріалу:

Па $E := 90 \cdot 10^9$

Коефіцієнт тертя:

$f := 0.3$

Коефіцієнт розрихлення матеріалу:

м $\mu := 0.35$

Заданий ступінь подрібнення:

$i := 4$

Коефіцієнт корисної дії

$$\eta := 0.82$$

Розрахунки

Визначення розмірів та частоти обертання валків

1. Приймаємо кут захоплення

$$f_{дано} := (0.3 \quad 0.45)^T$$

$$\alpha_{дано} := (32 \quad 48)^T$$

град $\alpha := \mathrm{floor}\left(\mathrm{linterp}\left(f_{дано}, \alpha_{дано}, f\right)\right) = 32$

2. Кінцевий діаметр частинок, здрібнених до необхідного ступеня подрібнення:

м $$d_{к.} := \frac{d_п}{i} = \frac{40 \cdot 10^{-3}}{4} = 0.01$$

3. Половина зазору між валками:

м $$e := \frac{d_{к.}}{2} = \frac{0.01}{2} = 5 \times 10^{-3}$$

4. Діаметр валків:

м $$D' := \frac{d_п \cdot \cos\left(\frac{\alpha \cdot deg}{2}\right) - 2 \cdot e}{1 - \cos\left(\frac{\alpha \cdot deg}{2}\right)} = \frac{40 \cdot 10^{-3} \cdot \cos\left(\frac{32 \cdot deg}{2}\right) - 2 \cdot 0.005}{1 - \cos\left(\frac{32 \cdot deg}{2}\right)} = 0.734$$

5. Приймаємо дійсне значення валків (із точністю до дециметрів):

м $$D := \frac{\mathrm{ceil}(D' \cdot 10)}{10} = \frac{\mathrm{ceil}(0.73442729429332954 \cdot 10)}{10} = 0.8$$

6. На практиці найбільший діаметр шматків у 18÷22 рази менше діаметра валків, тому робиться перевірка умови:

$$\frac{D}{d_п} = \frac{0.8}{40 \cdot 10^{-3}} = 20$$

7. Довжина валка:

м $$L := 0.7 \cdot D = 0.7 \cdot 0.8 = 0.56$$

8. Граничне число обертів валків:

$\frac{об}{хв}$ $$n_{max} := 616 \cdot \sqrt{\frac{f}{\rho_т \cdot d_п \cdot D}} = 616 \cdot \sqrt{\frac{0.3}{1700 \cdot 40 \cdot 10^{-3} \cdot 0.8}} = 45.745$$

9. Робоча частота обертів валків:

$$\frac{об}{хв} \quad n := floor\left(0.85 \cdot n_{max}\right) = floor(0.85 \cdot 45.745) = 38$$

Визначення продуктивності дробарки

10. Колова швидкість обертання валків:

$$\frac{м}{с} \quad w := \pi \cdot D \cdot \frac{n}{60} = 3.14 \cdot 0.8 \cdot \frac{38}{60} = 1.591$$

11. Об'ємна продуктивність валкової дробарки, якщо вважати, що з неї виходить стрічка подрібненого продукту товщиною 2·e і шириною L, м3/год:

$$\frac{м^3}{с} \quad V := w \cdot 2 \cdot e \cdot L \cdot \mu = 1.591 \cdot 2 \cdot 0.005 \cdot 0.56 \cdot 0.35 = 3.118 \times 10^{-3}$$

12. Масова продуктивність дробарки:

$$\frac{кг}{с} \quad G_1 := V \cdot \rho_т = 3.118 \cdot 10^{-3} \cdot 1700 = 5.301$$

13. Необхідна кількість дробарок, одиниць

$$m := ceil\left(\frac{G_{зад} \cdot \frac{1000}{3600}}{G_1}\right) = ceil\left(\frac{30 \cdot \frac{1000}{3600}}{5.301}\right) = 2$$

Визначення витрат енергії на подрібнення 1 кг подрібненого матеріалу

14. Потужність привода дробарки:

$$Вт \quad N := \frac{G_1 \cdot \frac{1000}{3600} \cdot \sigma^2}{4 \cdot E \cdot \rho_т \cdot 10^{-3} \cdot \eta} = \frac{5.301 \cdot \frac{1000}{3600} \cdot \left(100 \cdot 10^6\right)^2}{4 \cdot 90 \cdot 10^9 \cdot 1700 \cdot 10^{-3} \cdot 0.82} = 2.934 \times 10^4$$

15. Загальна потужність прийнятої кількості валкових дробарок:

$$Вт \quad N_{заг} := N \cdot m = 2.934 \cdot 10^4 \cdot 2 = 5.868 \times 10^4$$

16. Кількість енергії, що затрачається на 1 кг готового продукту:

$$\frac{Вт}{кг} \quad J := \frac{N_{заг}}{G_{зад}} = \frac{58680}{30} = 1.956 \times 10^3$$

7.3.4. Контрольні запитання

1. З якою метою застосовують подрібнення твердих матеріалів?
2. Що таке здрібнення?
3. На які види умовно поділяють здрібнення?
4. Які розрізняють основні класи здрібнення?
5. У залежності від чого можна встановити клас здрібнення та які значення даного параметру відповідають подрібненню, а які – розмелюванню?
6. Які виділяють основні способи подрібнення?
7. Що показує ступінь подрібнення та як його визначають?
8. Як звучить, так зване, «Золоте правило подрібнення» та яке його практичне значення?
9. Для якого виду та класу здрібнення застосовуються валкові дробарки?
10. Які основні способи подрібнення реалізовано при застосуванні валкових дробарок?
11. Де зазвичай застосовують валкові дробарки (у яких сферах)?
12. Якою буває поверхня валків валкових дробарок (форма та матеріали) і від чого вона залежить?
13. Які вирізняють можливі основні кінематичні схеми валкових дробарок?
14. Пояснити конструкцію та принцип роботи валкової дробарки.
15. З якою метою для валкових дробарок застосовують рухомі підшипники?
16. Як визначається кут захоплення матеріалу при подрібненні у валкових дробарках? На що він впливає та від чого залежить?
17. Чим обмежується частота обертання валків дробарки? Що відбувається унаслідок перевищення граничного числа обертів валків?
18. Від чого залежить та як визначається продуктивність валкових дробарок?

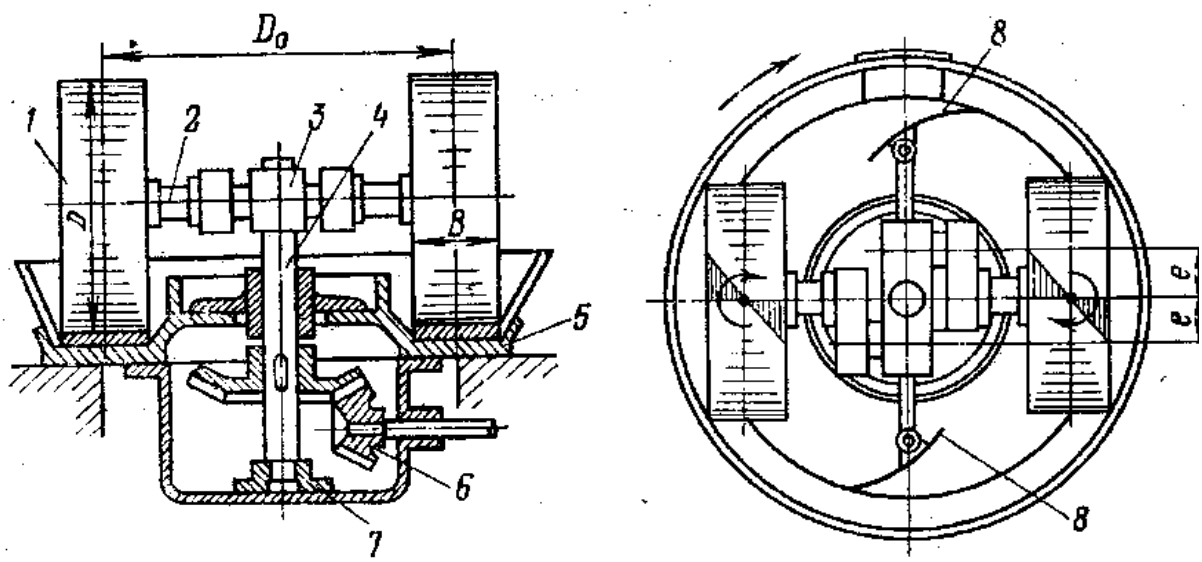
19. Від чого залежать витрати енергії при подрібненні у валкових дробарках?

20. Який вплив на процес подрібнення має зазор між валками?

7.4. РОЗРАХУНОК БІГУНІВ

7.4.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкції бігунів

Бігуни призначені для дрібного і тонкого подрібнення. Принцип дії полягає в подрібненні роздавлюванням і стиранням між циліндричною поверхнею котків і плоскою поверхнею чаші. Розглянемо схему бігунів, рисунок 7.11. Котки бігунів 1 – за допомогою кривошипів 2 з'єднуються з вертикальним валком 3. Котки всією своєю масою опираються на матеріал, що лежить у чаші 5 і можуть вільно підніматися при збільшенні шару матеріалу, або наявності в чаші шматків металу чи інших предметів, які не подрібнюються. Кривошипний механізм захищає систему приводів котків від руйнування.



1 – коток; 2 – кривошип; 3 – вертикальний вал; 4 – центральний вал; 5 – чаша; 6 – шестірня; 7 – підп'ятник; 8 – шкребки

Рисунок 7.11. Конструктивна схема бігунів

При обертанні вертикального валу котки рухаються по чаші, обертаючись як навколо вертикального вала, так і навколо горизонтальної осі. Шкребки 8 зчищають видавлений матеріал зі стінок чаші і підгортають його під котки. Маса котків досягає 6÷7 т при діаметрі D = 1200÷800мм.

Бігуни бувають періодичної й безперервної дії, сухого або мокрого подрібнення, можуть застосовуватися тільки для подрібнення або для перемішування, а також для розмелювання волокнистих матеріалів.

За конструктивним оформленням бігуни можуть бути з нерухомою чи з обертовою чашею. В останньому випадку котки обертаються тільки навколо горизонтальної осі.

Котки бувають металевими або кам'яними (із граніту). Останній випадок має місце, коли неприпустиме надходження шматків металу, іржі і т.д. у готовий продукт. Металеві котки складаються з корпусу, на який надівається чавунний бандаж з “відбіленою” поверхнею, що прикріплюється на корпусі за допомогою клинів. Бандаж являє собою броньову плиту за аналогією з щоковою дробаркою. Привід у бігунів може бути як верхній, так і нижній. Швидкість обертання вертикального вала – від 15 до 30 об/хв. У випадку швидкохідних бігунів n=50 об/хв.

Обмеження числа обертів у бігунах пов’язане зі значними відцентровими силами. Зазвичай бігуни великих розмірів робляться з обертовою чашею. Розвантаження матеріалу у бігунах проводиться через щілини в плитах чаші, а звідти - в піддон, що обертається.

Чаша служить другою щокою. Піддон може бути металевим, або гранітним. Продуктивність бігунів G=4÷75 т/год.; (V=2÷20 м^3/год.).

Недоліки бігунів: громіздкість конструкції, складність ремонту, великі питомі витрати енергії.

Технологічні характеристики.

Кут захоплення визначається з умов втягування матеріалу, на який діють сила нормального тиску котка P, що діє на матеріал під кутом α і сила реакції чаші P_1, а також сили тертя, що діють по дотичній Pf і P_1f, рисунок 7.12.

Розкладаємо діючі сили на вертикальні й горизонтальні складові і запишемо проекції всіх сил на вертикальну вісь(умова рівноваги) $\sum Y = 0$.

ΣY: $P_1 - P\cos\alpha - Pf\sin\alpha = 0$, і на горизонтальну вісь X (умова втягнення матеріалу): ΣX: $P_1f + Pf\cos\alpha \geq P\sin\alpha$.

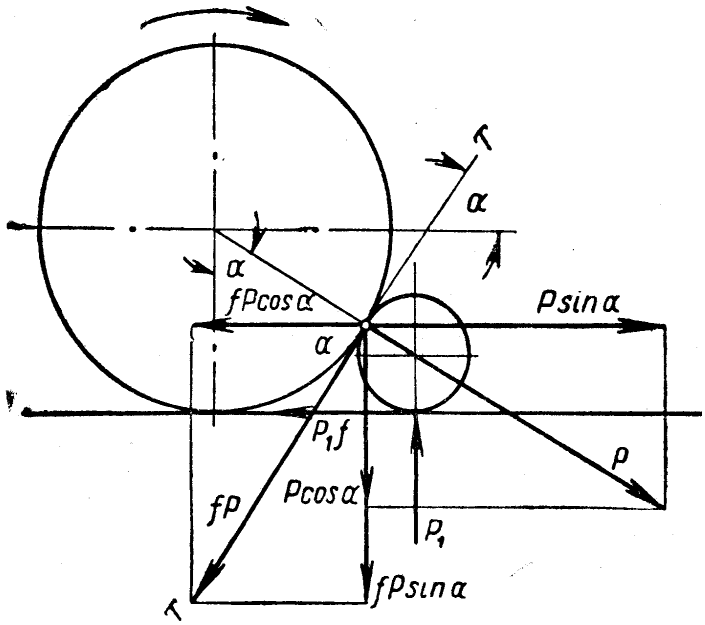


Рисунок 7.12. Кут захоплення бігунів

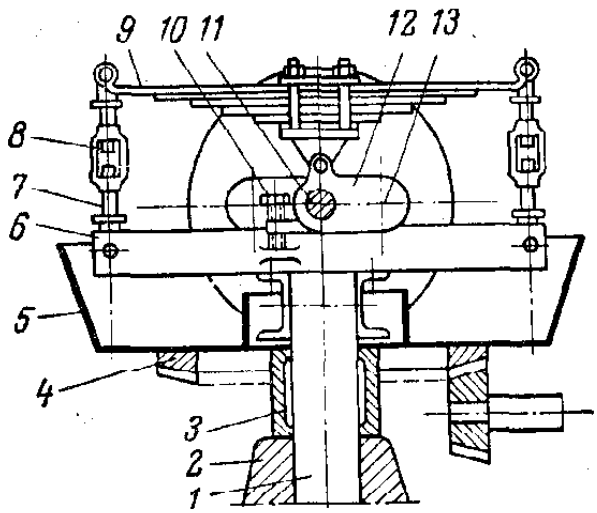
Розв'язавши цю систему рівнянь відносно кута α, одержимо $tg\alpha \leq 2tg\rho$. Тобто кут захоплення повинен бути менше подвійного кута тертя. Якщо коефіцієнт тертя $f = 0.3 \div 0.5$, то для бігунів кут захвату $\alpha = 30 \div 50$.

Розмір котків. Знаючи задану величину шматків вхідної сировини, можна визначити мінімальний діаметр котків чи, знаючи діаметр котків, визначити початковий максимальний розмір шматків подрібнюваного матеріалу.

Подрібнювальне зусилля. Подрібнювальна здатність котків залежить насамперед від їх ширини і маси. Коток не може зруйнувати шматок матеріалу, якщо його маса для цього недостатня. Зі збільшенням міцності матеріалу σ_p, величини шматків сировини d і ширини котка B сила натискання котків зростає.

Для зменшення розмірів бігунів у сучасних конструкціях вагове зусилля котків, що діє на матеріал, доповнюється зусиллям, створеним спеціальними ресорами чи пружинами, рисунок 7.13.

Продуктивність бігунів. На продуктивність бігунів впливають ширина, кількість котків і швидкість їх обертання відносно центрального вала, властивості подрібнюваного матеріалу, а також умови експлуатації бігунів – рівномірність завантаження і своєчасність видалення готового продукту із зони подрібнення та інше.



1 – вісь обертання чаші; 2 – опорна стійка; 3 – маточина чаші; 4 – приводна шестірня; 5 – рухома чаша; 6 – опорна конструкція; 7 – натяжні гвинти; 8 – стяжка; 9 – ресора; 10 – стопорний гвинт; 11 – вісь обертання котків; 12 – кривошип; 13 – вісь кривошипа

Рисунок 7.13. Схема ресорного натискання на котки

Основні сфери промисловості, на яких використовуються бігуни:

1. Хімічна промисловість – подрібнення різних хімічних речовин для створення різноманітних продуктів, включаючи фарби, пігменти та косметичні продукти.

2. Рециклінг – подрібнення різних матеріалів для їх подальшого перероблення та використання, включаючи скло, пластик та папір.

3. Фармацевтична промисловість – подрібнення різних медикаментів та інгредієнтів для створення лікарських форм.

4. Матеріалознавство – подрібнення матеріалів, таких як метали, кераміка, скло, полімери та інше, для виготовлення різних матеріалів.

5. Електроніка – подрібнення електронних відходів для вилучення корисних матеріалів, таких як метали та пластик.

6. Харчова промисловість – подрібнення продуктів харчування, таких як фрукти, овочі, м'ясо, риба, горіхи, зерна та інше. Вони використовуються для виготовлення супів, соусів, пасти, каш та інших продуктів харчування.

7.4.2. Методика розрахунку бігунів

<u>Вихідні дані:</u>

Діаметр вихідних частинок, м	$d_п$;
Необхідний ступінь подрібнення, м	i;
Густина подрібнюваного матеріалу, кг/м^3	$\rho_т$;
Густина матеріалу котка, кг/м^3	$\rho_к$;
Границя міцності при стиску, МПа	σ;
Коефіцієнт роз рихлення матеріалу	μ;
Коефіцієнт тертя матеріалу об коток	f.

Значення вихідних даних для розрахунку рідинної мішалки наведено в пункті Д.7.1.3 додатку 7.1. Розрахункову схему наведено на рисунку 7.14.

Визначення розмірів котків та вибір типу бігуна.

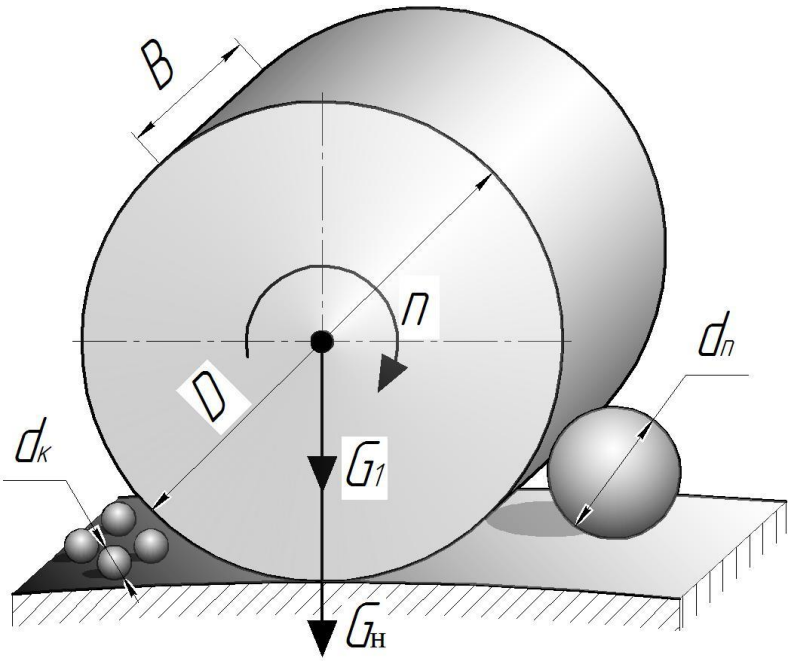


Рисунок 7.14. Схема до розрахунку сили натискання котка на матеріал

Кінцевий розмір матеріалу з урахуванням необхідного ступеня подрібнення, м:

$$d_к = \frac{d_п}{i}$$

Кут захоплення матеріалу, град.:

$$\alpha = 100f$$

Коефіцієнт форми, що враховує зменшення об'єму часток матеріалу проти об'єму куба з ребром *d*, якщо вважати, що частинки мають сферичну форму:

$$k = \frac{\pi {d_п}^3}{6{d_п}^3} = \frac{\pi}{6}$$

Необхідний діаметр котків, м:

$$D = \sqrt{k\frac{2\sigma d_п}{\pi \rho_к g}}$$

За визначеним діаметром котків за таблицею Д.7.2.1 додатку 7.2 обирається номер або тип бігуна.

Необхідна сила натискання котка на матеріал, рисунок 7.14, Н:

$$G_н = k\frac{\sigma d_п B}{2}$$

де *B* – ширина котка відповідно до обраного типу бігуна(таблиця Д.7.2.1 додатку 7.2).

Фактична сила натискання котка на матеріал за данного діаметра, Н:

$$G_1 = \frac{\pi D^2}{4} B\rho g$$

Сила, з якою діє каток на матеріал G_1 повинна бути рівною необхідній силі натискання котка на матеріал *G*. Якщо $G_1 < G$ то виникає необхідність доповнити вагове зусилля котків шляхом установлення спеціальних ресор чи пружин, які б діяли із силою, Н:

$$G_{додаткове} = G_н - G_1$$

Визначається максимальний початковий розмір шматків матеріалу, що подається на подрібнення, м:

$$d_{max} = \frac{D}{5}$$

Перевіряється гранична умова втягування матеріалу, м:

$$d \leq d_{max}$$

Визначення продуктивності котка.

Якщо бігуни мають z котків (зазвичай приймається парна кількість), то продуктивність бігуна, кг/год:

$$G = \pi D_0 B d_к n 60 \mu \rho_т z$$

де D_0 – відстань між осями котків, таблиця 12.1 (у випадку відсутності даних у таблиці Д.7.2.1 додатку 7.2 відстань приймається, м: D_0=0.56·D).

7.4.3. Приклад програми розрахунку бігунів у *Mathcad*

Вихідні дані:

Діаметр вихідних частинок:

м $d_п := 4.75 \cdot 10^{-3}$

Необхідний ступінь подрібнення:

$i := 5$

Густина подрібнюваного матеріалу:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_т := 1600$

Густина матеріалу котка:

$\frac{кг}{м^3}$ $\rho_к := 7000$

Границя міцності при стиску:

Па $\sigma := 80 \cdot 10^6$

Коефіцієнт роз рихлення матеріалу:

$\mu := 0.5$

Коефіцієнт тертя матеріалу об коток:

$f := 0.44$

Розрахунки

1. Кінцевий розмір матеріалу з урахуванням необхідного ступеня подрібнення:

м $d_к := \frac{d_п}{i} = \frac{4.75 \cdot 10^{-3}}{5} = 9.5 \times 10^{-4}$

2. Кут захоплення матеріалу, град

град $\alpha := 100 \cdot f = 100 \cdot 0.44 = 44$

3. Коефіцієнт форми, що враховує зменшення об'єму часток матеріалу проти об'єму куба з ребром *d*, якщо вважати, що частинки мають сферичну форму:

$$k := \frac{\pi}{6} = \frac{3.14}{6} = 0.523$$

4. Необхідний діаметр котків, м:

$$\text{м} \quad D_{\text{необхідний}} := \sqrt{k \cdot \frac{2 \cdot \sigma \cdot d_{\text{п}}}{\pi \cdot \rho_{\text{к}} \cdot g}} = \sqrt{0.523 \cdot \frac{2 \cdot 80 \cdot 10^{6} \cdot 4.75 \cdot 10^{-3}}{3.14 \cdot 7000 \cdot 9.81}} = 1.358$$

5. Обираємо тип бігуна та його параметри

Номер або тип бігуна	Розміри котків, мм		Число обертів вертикального вала, об/хв	Установча потужність, кВт	Відстань від центральної вісі до середини котка, мм	Габаритні розміри, мм		
	діаметр, мм	ширина, мм				довжина, мм	ширина, мм	висота, мм
1	900	200	16	5.0	–	3500	2500	2600
2	1300	250	14	7.5	–	4400	3000	3500
3	1800	300	12	16.0	–	5600	3800	4100
СМ 268	1800	550	19.3	60	1015/785	6000	4200	4400

$$\text{Тип} := \begin{cases} 1 & \text{if } D_{\text{необхідний}} \le 0.9 \\ 2 & \text{if } 0.9 < D_{\text{необхідний}} \le 1.3 \\ 3 & \text{if } 1.3 < D_{\text{необхідний}} \le 1.8 \\ 4 & \text{if } D_{\text{необхідний}} > 1.8 \end{cases}$$

Діаметр котків:

$$\text{м} \quad D := \begin{cases} 0.9 & \text{if } \text{Тип} = 1 \\ 1.3 & \text{if } \text{Тип} = 2 \\ 1.8 & \text{if } \text{Тип} = 3 \\ 1.8 & \text{if } \text{Тип} = 4 \end{cases} = 1.8$$

Ширина котків:

$$\text{м} \quad B := \begin{cases} 0.2 & \text{if } \text{Тип} = 1 \\ 0.25 & \text{if } \text{Тип} = 2 \\ 0.3 & \text{if } \text{Тип} = 3 \\ 0.55 & \text{if } \text{Тип} = 4 \end{cases} = 0.3$$

Частота обертання котків:

$$\frac{об}{хв} \quad n := \begin{cases} 16 & \text{if } Тип = 1 \\ 14 & \text{if } Тип = 2 \\ 12 & \text{if } Тип = 3 \\ 19.3 & \text{if } Тип = 4 \end{cases} = 12$$

Відстань між осями котків:

$$м \quad D_0 := \begin{cases} 0.55 \cdot D & \text{if } Тип = 1 \\ 0.55 \cdot D & \text{if } Тип = 2 \\ 0.55 \cdot D & \text{if } Тип = 3 \\ 1015 & \text{if } Тип = 4 \end{cases} = 0.99$$

6. Необхідна сила натискання котка на матеріал:

$$Н \quad G_н := k \cdot \frac{\sigma \cdot d_п \cdot B}{2} = 0.523 \cdot \frac{80 \cdot 10^6 \cdot 4.75 \cdot 10^{-3} \cdot 0.3}{2} = 2.981 \times 10^4$$

7. Фактична сила натискання котка на матеріал за данного діаметра, Н:

$$Н \quad G_1 := \frac{\pi D^2}{4} \cdot B \cdot \rho_к \cdot g = \frac{3.14 \cdot 1.8^2}{4} \cdot 0.3 \cdot 7000 \cdot 9.81 = 5.24 \times 10^4$$

8. Перевірка виконання умови роздавлення матеріалу. Якщо сили натискання котка на матеріал недостатньо - тоді необхідно розрахувати додаткове зусилля натискання котків за рахунок притискних механізмів (ресор тощо)

$$Н \quad G_{додаткове} := \begin{cases} 0 & \text{if } G_н - G_1 \le 0 \\ \left(G_н - G_1\right) & \text{if } G_н - G_1 > 0 \end{cases} = 0$$

9. Максимальний розмір шматків початкового матеріалу:

$$м \quad d_{max} := \frac{D}{5} = \frac{1.8}{5} = 0.36$$

10. Перевірка умови втягування матеріалу котком:

$$Умова := \begin{cases} 1 & \text{if } d_{max} \ge d_п \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases} = 1$$

1 - умова виконується
0 - умова не виконується

11. Якщо бігуни мають z котків, то продуктивність бігуна, кг/год:

Приймаємо кількість котків: $z := 2$

$$G := \pi \cdot D_0 \cdot B \cdot d_к \cdot n \cdot 60 \cdot \mu \cdot \rho_т \cdot z = 3.14 \cdot 0.99 \cdot 0.3 \cdot 9.5 \cdot 10^{-4} \cdot 12 \cdot 60 \cdot 0.5 \cdot 1600 \cdot 2 = 1.021 \times 10^3$$

7.4.4. Контрольні запитання

1. З якою метою застосовують подрібнення твердих матеріалів?
2. Що таке здрібнення?
3. На які види умовно поділяють здрібнення?
4. Які розрізняють основні класи здрібнення?
5. У залежності від чого можна встановити клас здрібнення та які значення даного параметру відповідають подрібненню, а які – розмелюванню?
6. Які виділяють основні способи подрібнення?
7. Що показує ступінь подрібнення та як його визначають?
8. Як звучить, так зване, «Золоте правило подрібнення» та яке його практичне значення?
9. Для якого виду та класу здрібнення застосовуються бігуни?
10. Які основні способи подрібнення реалізовано при застосуванні бігунів?
11. Де зазвичай застосовують бігуни (у яких сферах)?
12. Із яких матеріалів зазвичай виготовляють котки бігунів та чим обумовлюється їх вибір?
13. Які вирізняють можливі основні конструкції бігунів?
14. Пояснити конструкцію та принцип роботи бігунів.
15. З якою метою для бігунів застосовують кривошипні механізми кріплення котків?
16. Як визначається кут захоплення матеріалу при подрібненні у бігунах? На що він впливає та від чого залежить?
17. Від чого залежить розмір котків бігунів? Яким чином можливо зменшити розмір бігунів зі збереженням вагового зусилля котків?
18. Чим обмежується частота обертання котнків у бігунах? Що відбувається унаслідок перевищення граничного числа обертів котків?
19. Від чого залежить продуктивність бігунів?
20. Від чого залежать витрати енергії при подрібненні у бігунах?

21. Від чого залежить значення максимального початкового розміру шматків матеріалу, що подається на подрібнення?

7.5. РОЗРАХУНОК КУЛЬОВОГО МЛИНА

7.5.1. Теоретичні відомості. Огляд конструкцій кульових млинів

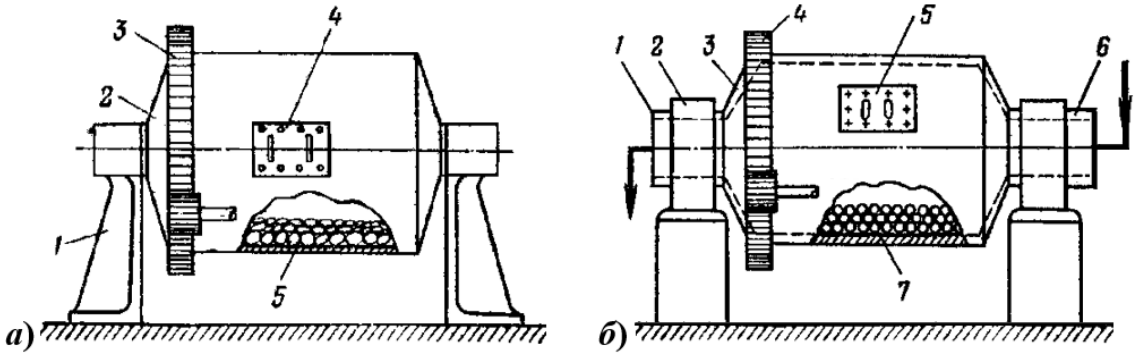
Розмелювання відноситься до класу тонкого подрібнення матеріалів при високих ступенях подрібнення i = 50÷100, при цьому розмір кінцевого продукту менше 0.5 мм.

Процес розмелювання здійснюється в млинах. Найбільш поширеними є кульові і стрижневі млини, які використовуються для розмелювання ціаніду калію, селітри, відходів содового виробництва, тальку, апатиту, вугілля, широко використовуються в силікатній промисловості для розмелювання цементу (клінкера) і т.д.

При обертанні подрібнювальні тіла притискуються відцентровою силою до внутрішньої стінки барабану і піднімаються на певну висоту, а потім при падінні подрібнюють завантажений матеріал ударом. Поряд з цим, завдяки переміщенню тіл подрібнення в нижній частині перетину барабана, при їх скачуванні відбувається також подрібнення стиранням.

В малотоннажних виробництвах на невеликих установках застосовують барабанні млини періодичної дії, рисунок 7.15 *а*. В цих машинах завантаження і розвантаження матеріалу здійснюється через люк 4 на циліндричній стінці барабана.

На великих та середніх виробництвах застосовують млини безперервної дії, рисунок 7.15 *б*. Ці млини мають пустотілі опорні цапфи 1 і 6 через які відбувається безперервне завантаження та розвантаження матеріалу. Вивантаження матеріалу проводиться струменем повітря (сухе подрібнення) чи потоком води (мокре подрібнення). Подача повітря або води проводиться через завантажувальну пустотілу цапфу 1. Для відділення твердих частинок від транспортуючих потоків повітря чи води застосовують відстійники, циклони, фільтри, гідроциклони.



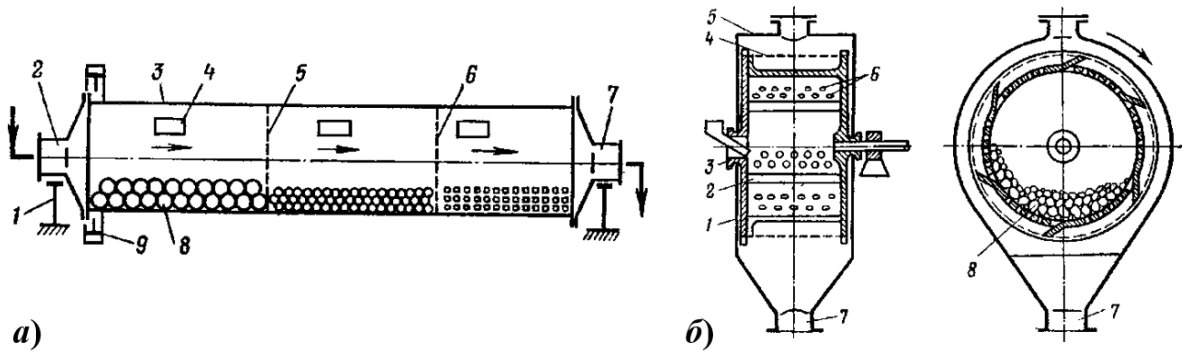
а –періодичної дії: 1 – опори; 2 – барабан; 3 – зубчатий привід; 4 – люк; 5 – подрібнювальні тіла; *б* –безперервної дії: 1 – вивантажувальна пустотіла цапфа; 2 – підшипник; 3 – барабан; 4 – зубчатий привід; 5 – люк; 6 – завантажувальна цапфа; 7 – подрібнювальні тіла

Рисунок 7.15. Однокамерні кульові млини

Матеріал, який вивантажується з млина потоками повітря чи води, містить лише певну величину частинок заданого розміру. Тому наведені млини працюють часто в замкнутому циклі з класифікаторами, після яких частинки товарної фракції направляються за призначенням, а більші за розмірами повертаються до млина на подальше подрібнення.

Діаметр млинів для сухого подрібнення досягає 3.8 м при довжині 5.5 м, і, відповідно, для мокрого розмелювання 3.2 та 3.1 м.

Для одержання розмеленого матеріалу без застосування класифікувальних пристроїв застосовують *багатокамерні (трубні)* барабанні млини, рисунок 7.16 *а*. У цьому випадку барабан млина розділено кільцевими діафрагмами на ряд камер (3-5), які заповнюються тілами подрібнення (кулями, стрижнями) різних розмірів. Діаметр трубних млинів досягає 1.5 м, а їх довжина – 7.5 м. Завантаження і розвантаження подрібнювальних тіл проводиться через люки на барабані, а вихідного матеріалу і готового продукту через пустотілі цапфи 1 і 6. Якість розмелювання залежить від часу перебування матеріалу в млині.



а – багатокамерний млин безперервної дії: 1 – стійка; 2 – завантажувальна цапфа; 3 – барабан; 4 – люк; 5,6 – діафрагми; 7 – вивантажувальна цапфа; 8 – подрібнювальні тіла; 9 – зубцюватий привід; *б* – ситовий млин безперервної дії: 1 – барабан; 2 – щілина; 3 – завантажувальна цапфа; 4 – сито; 5 – кожух; 6 – отвори; 7 – вивантажувальна цапфа; 8 – подрібнювальні тіла

Рисунок 7.16. Кульові млини

Без класифікувальних пристроїв працюють *ситові барабанні млини* безперервної дії, рисунок 7.16 *б*. Особливістю конструкції цих млинів є наявність циліндричного сита, призначеного для вилучення частинок заданого розміру. Броньований зсередини робочий барабан, де знаходяться подрібнювальних тіла, має створки для вивантаження матеріалу на сито і повздовжні щілини для повернення на додаткове подрібнення до барабану великих частинок, які не пройшли через сито. Барабан має одну пустотілу цапфу для безперервної подачі вихідного матеріалу. Ці млини виготовляються з діаметром барабану 500 і 1500 мм і застосовуються для сухого подрібнення матеріалів, які не злипаються.

Технологічні характеристики кульового млина

У залежності від швидкості обертання млина на подрібнювальні тіла діє відповідна відцентрова сила. При великому числі обертів барабана кулі під дією відцентрової сили притиснуті до барабана і не будуть виконувати роботи подрібнення. При малому числі обертів барабана тіла, що мелють, піднімаються на невелику висоту, скочуються по його поверхні й не подрібнюють матеріал. При оптимальному числі обертів барабана подрібнення відбувається більш ефективно (ударом і стиранням). При цьому кулі доходять до якоїсь точки *А*,

відриваються і рухаються вниз по параболічній траєкторії, рисунок 7.17.

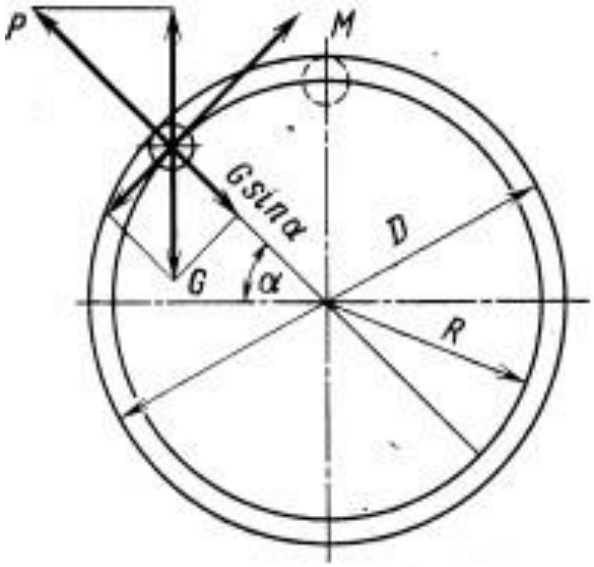


Рисунок 7.17. Схема щодо визначення числа обертів млина

На кулю, що знаходиться на стінці барабана млина, рисунок 7.17, діє сила тяжіння *G* і відцентрова сила *P*. При цьому вважається, що лінійні швидкості руху кулі і барабана рівні, а *R* дорівнює внутрішньому радіусу барабана, так як діаметр кулі, в порівняння з діаметром барабана – незначний.

Розмір сталевих куль, зазвичай, вибирається в залежності від найбільшого початкового розміру матеріалу, що подрібнюється.

Знос куль становить 0.5÷1.5 кг/(1 т. руди) і може знизити продуктивність млинів на 3÷5%. Раціональне завантаження млинів і регулярне довантаження їх тілами що мелють можуть підвищити продуктивність машини до 25%.

Потужність двигуна кульових млинів. Кульовий млин на відміну від інших машин максимальну потужність споживає на холостому ході, що треба особливо враховувати при експлуатації млина.

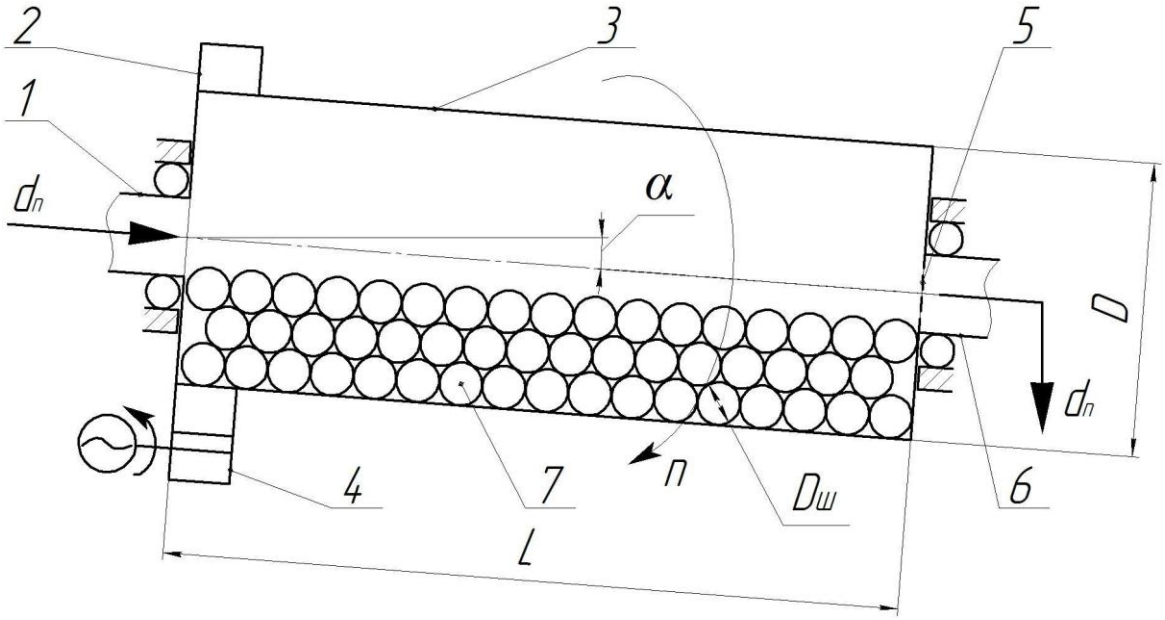
Продуктивність млинів. Продуктивність млинів залежить від геометричних розмірів млина, числа камер, конструкції перегородок, швидкості обертання, маси, форми й розміру тіл що мелють, ступеня заповнення, властивостей матеріалу, подачі матеріалу тощо.

7.5.2. Методика розрахунку кульового млина

<u>Вихідні дані:</u>

Продуктивність, т/год	$G_{зад}$;
Діаметр барабана, м	$D_б$;
Довжина барабана, м	$L_б$;
Початковий розмір матеріалу, м	$d_п$;
Кінцевий розмір матеріалу, м	$d_к$;
Насипна густина матеріалу, кг/м^3	$\rho_т$;

Значення вихідних даних для розрахунку рідинної мішалки наведено в пункті Д.7.1.4 додатку 7.1. Розрахункову схему кульового млина наведено на рисунку 7.18.



1 – пустотіла цапфа для завантаження матеріалу; 2 – вінцева шестерня; 3 – барабан; 4 – привод; 5 – діафрагма; 6 – пустотіла цапфа (опорна); 7 – кулі.

Рисунок 7.18. Розрахункова схема кульового млина

Визначення робочої частоти обертання барабана

Ступінь подрібнення:

$$i = \frac{d_п}{d_к}$$

Критична частота обертання, об./хв.:

$$n_{\text{кр}} = \frac{42.3}{\sqrt{D_{\text{б}}}}$$

Робочу частоту обертання барабана можна визначати з умови $n \leq n_{\text{кр}}$

$$\frac{n}{n_{\text{кр}}} = 70 \div 100\%$$

За дослідними даними робоча частота обертання барабана становить 75% від критичної, тобто, об./хв.:

$$n = \frac{32}{\sqrt{D_{\text{б}}}}$$

Об'єм барабана, м^3:

$$V_{\text{б}} = \frac{\pi {D_{\text{б}}}^2}{4} L_{\text{б}}$$

Визначення розмірів подрібнювальних куль.

Маса шару матеріалу при ступені заповнення барабана для сталевих куль та циліндрів φ=0.25÷0.33, кг:

$$m_{\text{ш}} = \varphi V_{\text{б}} \rho_{\text{т}}$$

Орієнтовний діаметр куль, що буде завантажуватись, м:

$$D'_{\text{к}} = 0.1897(6 + \lg d_{\text{к}})\sqrt{d_{\text{п}}}$$

Реальний діаметр куль $D_{\text{к}}$, що будуть завантажуватися, приймається з округленням до цілого числа.

Визначення продуктивності млина та визначення їх кількості для забезпеченя заданої продуктивності

Продуктивність одного млина, кг/с:

$$G_{\text{т}} = \frac{1}{3.6} K V_{\text{б}} {D_{\text{б}}}^{0.6}$$

де K – коефіцієнт, що визначає зміну розмірів (K=1.25).

Теоретична кількість млинів, одиниць:

$$m_{\text{т}} = \frac{G_{\text{зад}}}{G_{\text{т}}}$$

Дійсна кількість млинів, m, приймається з округленням до одиниць.

Визначення витрат енергії на отримання 1 кг подрібненого матеріалу

Теоретична потужність одного млина, Вт:

$$N_{\text{т}} = Cm_{\text{ш}}\sqrt{D_{\text{б}}}$$

де C – коефіцієнт, що залежить від ступеня заповнення φ, визначається за таблицею Д.7.2.2 додатку 7.2.

Дійсна потужність одного млина з урахуванням запасу 20%, Вт:

$$N_{\text{д}} = \frac{N_{\text{т}}}{0.8}$$

Загальна потужність млинів, Вт:

$$\Sigma N = mN_{\text{д}}$$

Витрати енергії на подрібнення (індекс ефективності), Вт/кг:

$$J = \frac{\Sigma N}{G}$$

7.5.3. Приклад програми розрахунку бігунів у *Mathcad*

Вихідні дані:

Продуктивність:

$\frac{\text{т}}{\text{год}}$ $G_{\text{задана}} := 49$

Діаметр барабана:

м $D_{\text{б}} := 2.7$

Довжина барабана:

м $L_{\text{б}} := 6.75$

Початковий розмір матеріалу:

м $d_{\text{п}} := 27 \cdot 10^{-3}$

Кінцевий розмір матеріалу:

м $d_{\text{к}} := 0.32 \cdot 10^{-3}$

Насипна густина матеріалу:

$$\frac{кг}{м^3} \quad \rho_т := 2690$$

Розрахунки:

Визначення робочої частоти обертання барабана

1. Ступінь подрібнення:

$$i := \frac{d_п}{d_к} = 84.375$$

2. Критична частота обертання:

$$\frac{об}{хв} \quad n_{кр} := \frac{42.3}{\sqrt{D_б}} = \frac{42.3}{\sqrt{2.7}} = 25.743$$

3. За дослідними даними робоча частота обертання барабана становить 75% від критичної, тобто:

$$\frac{об}{хв} \quad n := \mathrm{floor}\left(\frac{32}{\sqrt{D_б}}\right) = \mathrm{floor}\left(\frac{32}{\sqrt{2.7}}\right) = 19$$

4. Об'єм барабана:

$$м^3 \quad V_б := \frac{\pi \cdot D_б^{\,2}}{4} \cdot L_б = \frac{3.14 \cdot 2.7^2}{4} \cdot 6.75 = 38.628$$

5. Маса шару матеріалу:

ступінь заповнення барабана: $\varphi := 0.3$

$$кг \quad m_ш := \varphi \cdot V_б \cdot \rho_т = 0.3 \cdot 38.628 \cdot 2690 = 3.117 \times 10^4$$

6. Орієнтовний діаметр куль, що буде завантажуватись:

$$м \quad D'_K := 0.1897 \cdot \left(6 + \log\left(d_к\right)\right) \cdot \sqrt{d_п} = 0.078$$

$$м \quad D_K := \mathrm{round}\left(D'_K, 2\right) = \mathrm{round}\left(0.0780877562806099, 2\right) = 0.08$$

Визначення продуктивності млина

7. Продуктивність одного млина:

коефіцієнт, що визначає зміну розмірів: $K := 1.25$

$$\frac{кг}{с} \quad G_T := \frac{1}{3.6} \cdot K \cdot V_б \cdot D_б^{\,0.6} = \frac{1}{3.6} \cdot 1.25 \cdot 38.628 \cdot 2.7^{0.6} = 24.34$$

8. Теоретична кількість млинів, одиниць:

$$m_T := \mathrm{ceil}\left(\frac{G_{задана}}{G_T}\right) = \mathrm{ceil}\left(\frac{49}{24.34}\right) = 3$$

Визначення витрат енергії на отримання 1 кг подрібненого матеріалу

9. Визначення коефіцієнта, що залежить від ступеня заповнення млина:

$$C_1 := \begin{vmatrix} 8.8 & \text{if } \varphi = 0.1 \\ 8.1 & \text{if } \varphi = 0.2 \\ 7.3 & \text{if } \varphi = 0.3 \\ 6.2 & \text{if } \varphi = 0.4 \\ 5.1 & \text{if } \varphi = 0.5 \end{vmatrix} = 7.3 \qquad C_2 := \begin{vmatrix} 8.5 & \text{if } \varphi = 0.1 \\ 7.8 & \text{if } \varphi = 0.2 \\ 7 & \text{if } \varphi = 0.3 \\ 6.1 & \text{if } \varphi = 0.4 \\ 5 & \text{if } \varphi = 0.5 \end{vmatrix} = 7$$

$$C := \begin{vmatrix} C_1 & \text{if } D_K > 60\cdot 10^{-3} \\ C_2 & \text{if } D_K \le 60\cdot 10^{-3} \end{vmatrix} = 7.3$$

10. Теоретична потужність одного млина:

$$\text{Вт} \quad N_T := C\cdot m_ш\cdot\sqrt{D_б} = 7.3\cdot 3.117\cdot 10^4\cdot\sqrt{2.7} = 3.739\times 10^5$$

11. Дійсна потужність одного млина з урахуванням запасу 20%:

$$\text{Вт} \quad N_Д := \frac{N_T}{0.8} = \frac{3.739\cdot 10^5}{0.8} = 4.674\times 10^5$$

12. Загальна потужність млинів, Вт:

$$\text{Вт} \quad N_\Sigma := m_T\cdot N_Д = 3\cdot 4.674\cdot 10^5 = 1.402\times 10^6$$

13. Витрати енергії на подрібнення:

$$\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} \quad J := \frac{N_\Sigma}{G_{задана}} = \frac{1.402\cdot 10^6}{49} = 2.861\times 10^4$$

7.5.4. Контрольні запитання

1. З якою метою застосовують подрібнення твердих матеріалів?
2. Що таке здрібнення?
3. На які види умовно поділяють здрібнення?

4. Які розрізняють основні класи здрібнення?

5. У залежності від чого можна встановити клас здрібнення та які значення даного параметру відповідають подрібненню, а які – розмелюванню?

6. Які виділяють основні способи подрібнення?

7. Що показує ступінь подрібнення та як його визначають?

8. Як звучить, так зване, «Золоте правило подрібнення» та яке його практичне значення?

9. Для якого виду та класу здрібнення застосовуються кульові млини?

10. Які основні способи подрібнення реалізовано при застосуванні кульових млинів?

11. Де зазвичай застосовують кульові млини (у яких сферах)?

12. Пояснити конструкцію та принцип роботи кульових млинів.

13. У чому полягає фізична модель здрібнення у кульових млинах?

14. Від чого залежить значення оптимального числа обертів кульового млина?

15. Чим відрізняються конструкції кульових млинів періодичної та безперервної дії? Які існують способи вивантаження подрібненого матеріалу з кульових млинів?

16. Яким чином реалізується класифікація подрібненого матеріалу за розмірами в кульових млинах?

17. Які елементи кульових млинів виступають у якості подрібнювальних? Які можливі варіанти конструкцій подрібнювальних тіл та від чого залежить їх вибір?

18. Із яких матеріалів зазвичай виготовляють подрібнювальні елементи кульових млинів та від чого залежить їхній розмір?

19. Від чого залежать витрати енергії при подрібненні у кульових млинах?

20. Від чого залежить продуктивність кульових млинів?

Список рекомендованої літератури

1. Процеси та обладнання хімічної технології. Частина ІІ: Навчальний посібник / Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»; уклад.: Я. М. Корнієнко, Ю. Ю. Лукач, І. О. Мікульонок, В. Л. Ракицький, Г. Л. Рябцев. Київ: НТУУ «КПІ», 2010 р. 376 С.

2. Мікульонок І. О. Механічні, гідромеханічні і масообмінні процеси та обладнання хімічної технології: навч. посіб. / І. О. Мікульонок. – 2-ге вид., перероб. і допов. – К.: ІВЦ «Політехніка», 2002 р. – 304 С.

3. Процеси та апарати хімічної технології / Підручник у 2ч – 1ч / Л. Л. Товажнянський, А. П. Гатлінська, В. О. Лещенко та інші: За заг. ред. Л. Л. Товажнянського. Харків: НТУУ «ХПІ». 2007 р. 613 С.

4. Процеси та апарати хімічної технології / Підручник у 2ч – 2ч / Л. Л. Товажнянський, А. П. Гатлінська, В. О. Лещенко та інші: За заг. ред. Л. Л. Товажнянського. Харків: НТУУ «ХПІ». 2007 р. 540 С.

5. Процеси та апарати хімічної технології: навч. посібник з курсового проектування / А. І. Дубинін, Р. І. Гаврилів, І. О. Гузьова; за ред. А. І. Дубиніна. Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2012 р. 360 С.

6. Приклади та задачі за курсом «Процеси та апарати хімічної технології» : навч. посібник / Л. Л. Товажнянський, В. О. Лещенко, А. П. Готлінська, І. О. Нечипоренко, І. С. Чернишов, П. О. Капустенко, О. І. Зайцев, І. Б. Рябова, В. М. Соловей, Г. Л. Хавін, Г. С. Новікова, І. Б. Іванова, О. О. Гапонова; за ред. Л. Л. Товажнянського. Харків: НТУ «ХПІ», 2010 р. 479 С.

7. James R. Couper, W. Roy Penney, W. Roy Penney, Stanley M. Walas. (2012) Chemical Process Equipment. Selection and Design – Third Edition. Waltham, MA 02451, USA The Boulevard, Langford Lane, Kidlington, Oxford, OX5 1GB, UK. 860 p.

8. Richardson, J. F., & Harker, J. H. (2002). Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Particle Technology and Separation Processes, 5th ed. Oxford, U.K.: Butterworth-Heinemann.

9. Nicolas P. Cheremisinoff, PhD. (2000). Handbook of Chemical Processing Equipment, Boston, Oxford, Auckland, Johannesburg, Melbourne, Printed in the United States of America. 558 p.

10. Ryzhard Pohorecki, John Bridgwater, M. Molzahn. Rafiqul Gani and Crispulo Gallegos (2010). Chemical Engineering and Chemical Process Technology: Chemical Engineering Education and Main Products. EOLSS, United Kingdom. 338 p.

ДОДАТОК 7.1. Завдання та вихідні дані до розрахунків

Д.7.1.1. Завдання та вихідні дані до розрахунку щокової дробарки

Завдання. Опанувати методику розрахунку щокової дробарки при різних параметрах дробильної камери. Порівняти питомі енерговитрати на процес подрібнення.

Необхідно виконати перерахунки та визначити як впливає:

1) зменшення на 10 мм ширини шпальта *e* та ходу щоки *s*;
2) збільшення на 10 градусів кута захоплення *α*.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

Таблиця Д.7.1.1. Вихідні дані до розрахунку щокової дробарки

№	$G_{зад}$, т/год	$d_п$, мм	*A*, м	*B*, м	*e*, мм	*s*, мм	A	$\rho_т$, кг/м^3	*σ*, МПа	*E*, ГПа
1	120	0,9	1,2	1,2	150	30	0,35	3300	40	30
2	140	1,0	1,3	1,3	180	20	0,30	2800	53	43
3	90	0,93	1,2	1,2	150	36	0,40	2800	45	35
4	50	0,8	1,1	1,1	120	40	0,25	2800	39	29
5	90	0,65	0,9	0,9	100	30	0,40	2800	40	30
6	70	0,86	1,1	1,1	130	42	0,30	2800	54	44
7	80	0,7	0,9	0,9	110	30	0,55	2690	38	28
8	110	0,82	1,1	1,1	120	44	0,45	1600	44	34
9	80	0,79	1,0	1,0	125	33	0,25	2690	39	29
10	100	0,6	0,8	0,8	100	20	0,30	3000	37	27
11	130	1,0	1,3	1,3	180	20	0,25	5200	55	45
12	60	0,92	1,2	1,2	150	34	0,40	1600	43	33
13	70	0,95	1,2	1,2	160	30	0,30	2800	36	26
14	120	0,5	0,7	0,7	80	20	0,35	2600	49	39
15	160	0,69	0,9	0,9	100	38	0,40	5200	42	32
16	180	0,85	1,1	1,1	140	30	0,25	2800	35	25
17	90	0,84	1,1	1,1	130	38	0,35	2690	48	38
18	140	0,75	1	1,0	120	30	0,30	3300	41	31
19	70	0,63	0,8	0,8	100	26	0,30	2800	41	31
20	110	0,55	0,7	0,7	90	20	0,25	2800	47	37
21	70	0,68	0,8	0,8	100	36	0,35	2690	39	29
22	80	0,88	1,1	1,1	150	26	0,3	3000	42	32
23	110	0,91	1,2	1,2	150	32	0,25	5200	46	36
24	80	0,97	1,3	1,3	170	24	0,30	1600	40	30
25	100	0,83	1,1	1,1	130	36	0,31	2800	43	33

Коефіцієнт тертя $f = 0.13$

Д.7.1.2. Завдання та вихідні дані до розрахунку валкової дробарки

Завдання. Опанувати методику розрахунку валкової дробарки при різних розмірах валків та зазору між валками. Порівняти питомі енерговитрати на процес подрібнення.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

Таблиця Д.7.1.2. Вихідні дані до розрахунку валкової дробарки

№	$G_{зад.}$, т/год	$d_п$, мм	$\rho_т$, кг/м^3	σ МПа	$E_т$ ГПа	i	μ	η
1	30	40	1690	50	20	4	0.20	0.85
2	32	44	1800	300	200	4	0.25	0.84
3	34	40	1800	100	90	4	0.30	0.83
4	36	41	1800	80	80	4	0.35	0.82
5	38	50	1800	300	200	4	0.40	0.81
6	30	40	1800	70	80	5	0.45	0.80
7	37	40	1690	80	80	5	0.50	0.79
8	39	42	1600	80	85	5	0.55	0.78
9	33	42	2000	90	90	4	0.65	0.76
10	31	41	1800	100	80	4	0.60	0.77
11	30	40	1800	300	200	4	0.20	0.85
12	32	42	1600	80	85	5	0.25	0.84
13	34	42	1800	70	90	4	0.30	0.83
14	36	41	2000	90	80	4	0.35	0.82
15	38	40	1690	80	80	5	0.40	0.81
16	30	40	1800	100	90	4	0.45	0.80
17	37	38	1600	80	95	4	0.50	0.79
18	39	41	1800	50	20	4	0.55	0.78
19	33	50	1800	50	20	4	0.65	0.76
20	31	41	1000	300	200	4	0.60	0.77
21	38	50	1800	200	190	5	0.40	0.85
22	30	40	1600	80	85	4	0.45	0.84
23	32	40	1800	70	90	5	0.50	0.83
24	34	41	2000	90	80	4	0.55	0.78
25	35	50	1690	80	80	5	0.65	0.76

Коефіцієнт тертя матеріалу об валки: f=0.3

Д.7.1.3. Завдання та вихідні дані до розрахунку бігунів

Завдання. Опанувати методику розрахунку бігунів для сухого подрібнення та визначити:

- діаметр котків;
- необхідну силу натискання котків на матеріал та перевірити її забезпечення за обраного типу бігунів;
- продуктивність бігунів.

За результатами розрахунків зробити порівняльні висновки із вказанням вагового впливу основних параметрів на процес.

Таблиця Д.7.1.3. Вихідні дані до розрахунку бігунів

№	Твердий матеріал	$d_п$, мм	i	$\rho_т$, кг/м^3	$\rho_к$, кг/м^3	σ, МПа	f	μ
1	Гіпс	5,00	5	2690	7000	80	0,30	0,20
2	Мергель	5,50	5	2800	7000	100	0,35	0,25
3	Мергель	4,75	5	2800	7000	100	0,38	0,30
4	Апатит	5,25	5	2800	7000	80	0,45	0,35
5	Вапняк	5,00	5	2800	7000	90	0,36	0,40
6	Вапняк	5,50	5	2800	7000	80	0,50	0,45
7	Гіпс	4,75	5	2690	7000	50	0,44	0,50
8	Антрацит	5,25	5	1600	7000	50	0,33	0,55
9	Вапняк	5,50	5	3000	7000	90	0,41	0,65
10	Гіпс	5,25	5	2800	7000	100	0,47	0,60
11	Апатит	5,00	5	2800	7000	80	0,30	0,20
12	Антрацит	5,50	5	1600	7000	50	0,35	0,25
13	Вапняк	4,75	5	2800	7000	70	0,38	0,30
14	Вапняк	5,25	5	3000	7000	90	0,45	0,35
15	Гіпс	5,00	5	2690	7000	50	0,36	0,40
16	Мергель	5,50	5	2800	7000	100	0,50	0,45
17	Антрацит	4,75	5	1600	7000	50	0,44	0,50
18	Гіпс	5,25	5	2800	7000	100	0,33	0,55
19	Апатит	5,50	5	2800	7000	80	0,41	0,65
20	Вапняк	5,25	5	3000	7000	90	0,47	0,60
21	Вапняк	4,75	5	1600	7000	50	0,50	0,20
22	Гіпс	5,25	5	3000	7000	90	0,44	0,25
23	Апатит	5,00	5	2800	7000	100	0,33	0,30
24	Антрацит	5,50	5	2800	7000	80	0,41	0,35
25	Вапняк	4,75	5	1600	7000	50	0,47	0,40

Д.7.1.4. Завдання та вихідні дані до розрахунку кульового млина

Завдання. Опанувати методику розрахунку кульового млина для розмелювання твердих матеріалів та визначити:

– діаметр подрібнювальних куль;

– продуктивність одного млина та їх кількість для забезпечення заданої продуктивності.

За результатами розрахунків навести висновки із вказанням основних параметрів.

Таблиця Д.7.1.4. Вихідні дані до розрахунку кульового млина

№	$G_{зад}$, т/год	$D_б$, м	$L_б$, м	$d_п$, мм	$d_к$, мкм	$\rho_т$, кг/м^3
1	30	1,5	4,0	0,05	0,8	3300
2	90	2,4	6,5	0,06	1,0	2800
3	50	2,0	6,0	0,07	1,25	2800
4	80	1,6	4,5	0,08	1,6	2800
5	40	2,5	7,0	0,09	1,5	2800
6	100	2,1	6,0	0,10	1,6	2800
7	40	2,6	7,2	0,11	1,9	2690
8	50	1,7	4,5	0,12	2,0	1600
9	30	2,2	6,5	0,13	2,2	2690
10	90	2,7	8,0	0,14	2,45	3000
11	60	1,8	5,2	0,15	2,63	5200
12	40	2,3	6,5	0,16	2,8	1600
13	30	1,9	5,7	0,17	2,9	2800
14	70	2,8	8,4	0,18	3,1	2600
15	50	1,6	4,8	0,19	3,3	5200
16	40	2,0	6,0	0,20	3,5	2800
17	80	2,9	8,7	0,21	3,3	2690
18	40	1,7	5,1	0,22	3,5	3300
19	60	2,1	6,3	0,23	4,0	2800
20	90	3,0	9,0	0,24	4,1	2800
21	60	1,8	5,4	0,25	4,4	2690
22	70	2,2	6,6	0,26	4,5	3000
23	30	1,5	4,5	0,27	4,7	5200
24	70	1,9	5,7	0,28	4,9	1600
25	80	2,3	6,9	0,29	5,0	2800

ДОДАТОК 7.2. Деякі табличні значення

Таблиця Д.7.2.1. Характеристики деяких бігунів

Номер або тип бігуна	Розміри котків, мм		Число обертів вертикального вала, об/хв	Установча потужність, кВт	Відстань від центральної вісі до середини котка, мм	Габаритні розміри, мм		
	діаметр, мм	ширина, мм				довжина, мм	ширина, мм	висота, мм
1	900	200	16	5.0	–	3500	2500	2600
2	1300	250	14	7.5	–	4400	3000	3500
3	1800	300	12	16.0	–	5600	3800	4100
СМ-268	1800	550	19.3	60	1015/785	6000	4200	4400

Таблиця Д.7.2.2. Визначення коефіцієнта *C*

Подрібнювані тіла	Коефіцієнт заповнення **φ**				
	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5
	Значення коефіцієнта ***C***				
Металеві кулі з $d_ш$>60 мм	8.8	8.1	7.3	6.2	5.1
Металеві кулі з $d_ш$<60 мм	8.5	7.8	7	6.1	5.0

РОЗДІЛ 8. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ ТА СКОРОЧЕНЬ

Умовні позначення:

d_e – еквівалентний діаметр насадки, м;

$D_{розр}$ – розрахунковий діаметр абсорбера, м;

D – прийнятий розрахунковий номенклатурний діаметр абсорбера, м;

$F_{масообміну}$ – загальна необхідна поверхню масообміну, м^2;

G – масові витрати інертного газу (B) (газового носія цільового компонента (A), кг$_B$/с;

$G_п$, $G_к$ – масові витрати газової суміші (A+B) на початку та вкінці процесу відповідно, кг$_{AC}$/с;

$H_{абсорбера}$ – загальна висота абсорбера, м;

$H_{насадки}$ – висота насадки в колоні, м;

K_x, K_y – коефіцієнти масопередачі в абсорбері, кг/м^{2}с

L – масові витрати абсорбенту (рідкого поглинача цільового компоненту, кг$_C$/с;

$L_{Aп}$, $L_{Aк}$ – витрати цільового компоненту на початку та вкінці процесу відповідно, кг$_A$/с;

$L_п$, $L_к$ – масові витрати рідкої суміші (A+C) на початку та вкінці процесу відповідно, кг$_{AC}$/с;

l_{min} – мінімальні питомі витрати поглинача, кг$_L$/кг$_G$;

$l_д$ – дійсні питомі витрати поглинача, кг$_L$/кг$_G$;

M – продуктивність по цільовому компоненту, що поглинається (кількість маси, що переходить із газової фази до рідкої через межу розділу фаз), кг$_A$/с;

M_A – молекулярна маса цільового компонента (A), кг$_A$/кмоль$_A$;

M_B – молекулярна маса носія цільового компонента (A) у газовій фазі, кг$_B$/кмоль$_B$;

M_C – молекулярна маса поглинача цільового компонента (A) у рідкій фазі, кг$_C$/кмоль$_C$;

$n_{AG\text{п}}$, $n_{AG\text{к}}$ – число кіломолей цільового компонента у газовій фазі (G) відповідно на початку та вкінці процесу, кмоль$_A$;

$n_{AL\text{п}}$, $n_{AL\text{к}}$ – число кіломолей цільового компонента у рідкій фазі (L) відповідно на початку та вкінці процесу, кмоль$_A$;

$n_{BG\text{п}}$, $n_{BG\text{к}}$ – число кіломолей носія цільового компонента у газовій фазі (G) відповідно на початку та вкінці процесу, кмоль$_B$;

$n_{CLC\text{п}}$, $n_{CL\text{к}}$ – число кіломолей носія цільового компонента у рідкій фазі (L) відповідно на початку та вкінці процесу, кмоль$_C$;

P – робочий тиск, Па;

P_0 – тиск за нормальних умов, $P_0 = 0.1 \cdot 10^6$ Па;

p_A, p_B, $p_\text{п}$ – парціальний тиск цільового компонента A, носія цільового компонента B у газовій фазі та парів абсорбенту (поглинача) Па;

$p_A^\text{р}$ – рівноважний парціальний тиск цільового компонента у газовій фазі, Па;

$\overline{p}_\text{п}$ – пружність насиченої пари над розчином, Н/м^3;

q – диференційна теплота розчинення газу, кДж/кмоль;

R – універсальна газова стала R=8.31 кДж/(кмоль·град);

T – робоча температура, К;

T_0 – абсолютна температура, що відповідає 0°С, $T_0 = 273$ К;

t – робоча температура, °С;

U – щільність зрошення в абсорбційній колоні, м^3/(м^{2}с);

$U_{опт}$ – оптимальна щільність зрошення в абсорбційній колоні, м^3/(м^{2}с);

V – вільний об'єм насадки, м^3/м^3;

$V_{Gп}$ – об'ємні витрати газової суміші на вході до абсорбера (за нормальних умов), м^3/с;

$V_{Gп.дійсні}$ – дійсні об'ємні витрати газової суміші (A+B) на вході, з урахуванням заданої робочої температури t, м$_{AB}^3$/с;

$w_{гр}$ – гранична швидкість газу в абсорбері, м/с;

$w_{роб}$ – робоча швидкість газу в абсорбері, м/с;

x, x_A – мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L, кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$;

$x_п$, $x_к$ – мольна частка цільового компонента (A) у рідкій фазі (L) початкова та кінцева відповідно, кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$;

X, X_A – масова частка цільового компонента у рідкій фазі, кг$_A$/кг$_{AC}$;

$X_п$, $X_к$ – масова частка цільового компоненту у рідкій фазі відповідно на початку та вкінці процесу, кг$_A$/кг$_{AC}$;

$\bar{x}$, $\bar{x}_A$ – відносна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L, кмоль$_A$/кмоль$_C$;

$\bar{x}_п$, $\bar{x}_к$ – відносна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, кмоль$_A$/кмоль$_C$;

$\bar{X}$, $\bar{X}_A$ – відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі L, кг$_A$/кг$_C$;

$\bar{X}_п$, $\bar{X}_к$ – відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, кг$_A$/кг$_C$;

$x^р$, $x_A^р$ – рівноважна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L, кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$;

$x_{\text{п}}^{\text{р}}$, $x_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$;

$\bar{x}^{\text{р}}$, $\bar{x}_A^{\text{р}}$ – рівноважна відносна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L, кг$_A$/кг$_C$;

$\bar{x}_{\text{п}}^{\text{р}}$, $\bar{x}_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна відносна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, кг$_A$/кг$_C$;

$\bar{X}^{\text{р}}$, $\bar{X}_A^{\text{р}}$ – рівноважна відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі L, кг$_A$/кг$_C$;

$\bar{X}_{\text{п}}^{\text{р}}$, $\bar{X}_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, кг$_A$/кг$_C$;

y, y_A – мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$;

$y_{\text{п}}$, $y_{\text{к}}$ – мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$;

Y, Y_A – масова частка цільового компоненту у газовій фазі, кг$_A$/кг$_{AB}$;

$Y_{\text{п}}$, $Y_{\text{к}}$ – масова частка цільового компоненту у газовій фазі відповідно на початку та вкінці процесу, кг$_A$/кг$_{AB}$;

$\bar{y}$, $\bar{y}_A$ – відносна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G, кмоль$_A$/кмоль$_B$;

$\bar{y}_{\text{п}}$, $\bar{y}_{\text{к}}$ – відносна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, кмоль$_A$/кмоль$_B$;

$\bar{Y}$, $\bar{Y}_A$ – відносна масова частка цільового компонента A у газовій фазі G, кг$_A$/кг$_B$;

$\bar{Y}_{\text{п}}$, $\bar{Y}_{\text{к}}$ – відносна масова частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, кг$_A$/кг$_B$;

$y^{\text{р}}$, $y_A^{\text{р}}$ – рівноважна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$;

$y_{\text{п}}^{\text{р}}, y_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна мольна частка цільового компонента *A* у газовій фазі *G* початкова та кінцева відповідно, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$;

$\bar{y}^{\text{р}}, \bar{y}_A^{\text{р}}$ – рівноважна відносна мольна частка цільового компонента *A* у газовій фазі *G*, кг$_A$/кг$_B$;

$\bar{y}_{\text{п}}^{\text{р}}, \bar{y}_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна відносна мольна частка цільового компонента *A* у газовій фазі *G* початкова та кінцева відповідно, кг$_A$/кг$_B$;

$\bar{Y}^{\text{р}}, \bar{Y}_A^{\text{р}}$ – рівноважна відносна масова частка цільового компонента *A* у газовій фазі *G*, кг$_A$/кг$_B$;

$\bar{Y}_{\text{п}}^{\text{р}}, \bar{Y}_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна відносна масова частка цільового компонента *A* у газовій фазі *G* початкова та кінцева відповідно, кг$_A$/кг$_B$;

Γ_{min} – мінімальна лінійна щільність зрошення, м^3/м^{2}с;

Ψ – константа Генрі для розчинів, Па;

ρ_A – густина цільового компонента *A* при заданій робочій температурі *t*, кг$_B$/м^3;

ρ_B – густина газового носія цільового компонента *A* при заданій робочій температурі *t*, кг$_B$/м^3;

ρ_C – густина поглинача цільового компонента *A* при заданій робочій температурі *t*, кг$_C$/м^3;

ρ_G – густина газової суміші (*A*+*B*) на вході при заданій робочій температурі *t*, кг$_C$/м^3;

ρ_L – густина поглинача *C* цільового компонента *A* при заданій робочій температурі *t*, кг$_C$/м^3;

μ_A – динамічна в’язкість цільового компонента *A* у газовій фазі при заданій робочій температурі *t*, Па·с;

μ_{B} – динамічна в’язкість інертного газу *B*, носія цільового компонента *A* при заданій робочій температурі *t*, Па·с;

μ_G – динамічна в'язкість газової суміші (A+B) при заданій робочій температурі t, Па·с;

μ_L – динамічна в'язкість поглинача C цільового компонента A при заданій робочій температурі t, Па·с;

σ – питома поверхня насадки, м^2/ м^3;

σ_L – поверхневий натяг слабкого розчину, Н/м;

$\Delta Y_{\text{т.А}}$ – рушійна сила по газовій фазі G на початку процесу, виражена через відносну масову частку, кг$_A$/кг$_B$;

$\Delta Y_{\text{т.В}}$ – рушійна сила по газовій фазі G вкінці процесу, виражена через відносну масову частку, кг$_A$/кг$_B$;

$\Delta Y_{\text{більше}}$ – більше значення рушійної сили процесу, вираженої через відносну масову частку, кг$_A$/кг$_B$;

$\Delta Y_{\text{менше}}$ – менше значення рушійної сили процесу, вираженої через відносну масову частку, кг$_A$/кг$_B$;

$\Delta Y_{\text{середнє}}$ – середня рушійна сила процесу, кг$_A$/кг$_B$;

β_x – коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі, кг/м^{2}с;

β_y – коефіцієнт масовіддачі у газовій фазі, кг/м^{2}с;

β'_x – коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі в розмірності м/с;

β'_y – коефіцієнт масовіддачі у газовій фазі в розмірності м/с;

$\delta_{\text{плівки}}$ – товщина плівки, що стікає по поверхні насадки, м;

Критерії:

Pr_G – дифузійний критерій Прандтля для газової суміші;

Pr_L – дифузійний критерій Прандтля для рідкої суміші;

Nu – критерій Нусельта;

Re_G – критерій Рейнольдса для газової суміші;

Re_L – критерій Рейнольдса для рідини, що стікає.

8.1. ОСНОВИ МАСОПЕРЕДАЧІ.

8.1.1. Загальні відомості

Технологічні процеси, швидкість перебігу яких визначається швидкістю переносу речовини із однієї фази до іншої називають *масообмінними процесами*, а апарати, які призначені для проведення цих процесів – *масообмінними апаратами.*

***Види процесів масопередачі*:**

Абсорбція – поглинання газу рідиною, характеризує перехід речовини з газової фази в рідку. Зворотній процес виділення газу з рідини називається *десорбція*.

Ректифікація – розділення гомогенних рідких сумішей, які відрізняються температурою кипіння, багаторазового взаємного обміну компонентами між рідкою і паровою фазами, що рухають протитечії.

Адсорбція – поглинання компоненту газу, пари, або розчину твердим пористим поглиначем.

Екстракція – вилучення речовини з твердого тіла або рідини розчинником, до якого переходить вилучена речовина.

Кристалізація – виділення твердої фази з розчинів або розплавів.

Розчинення – перехід твердої фази до рідкої.

8.1.2. Фізична суть процесів масопередачі

У макроскопічній системі, яка знаходиться у нерівноважному стані, виникають термодинамічні потоки.

Термодинамічні потоки, пов’язані з переносом речовини чи енергії імпульсу з однієї частини середовища в іншу, виникають у випадку, якщо значення тих чи інших фізичних параметрів різні в різних точках середовища. При наявності в середовищі різної концентрації якої-небудь домішки виникають

дифузійні потоки, у випадку різної температури – теплові потоки, при різній швидкості плину – потоки імпульсу, чи кількості руху. У першому випадку говорять про *явище дифузії*, в другому – про *явище теплопровідності*, у третьому – про *явище в'язкості*.

Дифузією називається процес мимовільного вирівнювання концентрацій речовин у сумішах, яка спостерігається в різних середовищах, але її швидкість сильно залежить від агрегатного стану речовини. У газах це явище відбувається досить швидко, що можна, зокрема, спостерігати по тому, як відбувається поширення запахів у повітрі. У рідинах явище дифузії відбувається значно повільніше і виявляється, наприклад, при розчиненні в них твердих тіл чи при взаємному змішуванні різних рідин. Для спостереження дифузії у твердих тілах звичайно необхідний дуже великий час.

Процеси переходу речовини з однієї фази до іншої здійснюються за рахунок конвективної і молекулярної дифузії в напрямку досягнення рівноваги. Ці процеси відбуваються в роздільній апаратурі за схемою, наведеною на рисунку 8.1.

Рисунок 8.1. Структурний зв'язок реактора з масообмінним апаратом

Метою даного розділу курсу є вивчення фізичних і технологічних засад в апараті розділення (масообмінний апарат) і аналіз конструктивних особливостей цих апаратів, розгляд підходів щодо їх технологічного та конструктивного розрахунку.

Розрахунок масообмінних апаратів ґрунтується на механізмі переносу маси речовини, для чого необхідно знати:

– основні закони розподілення компонентів;
– робочі режими процесу;

– кінетику процесу дифузії.

Розв'язок такої задачі ґрунтується на відповідній математичній моделі, яка враховує всі сторони процесу і ґрунтується на:

– рівнянні матеріального балансу;
– рівнянні рівноваги;
– рівнянні гідродинаміки потоків;
– рівнянні кінетики процесу;
– рівняннях граничних і початкових умов.

8.1.3. Основні визначення

Масопередача – процес переносу речовини з однієї фази до іншої через межу розділу фаз (середовищ) до досягнення стану рівноваги.

Масовіддача – процес переносу речовини в межах одної фази (середовища).

В процесах масообміну розрізняють речовину, яка переходить із однієї фази до іншої – цільовий компонент, та речовину, яка не приймає участь у масопередачі – носій.

Приклад: Із газової суміші аміак–повітря при контакті з водою відбувається поглинання аміаку. Тобто аміак є цільовим компонентом, а повітря – носієм.

При переносі речовини концентрація цільового компонента в кожній із фаз змінюється. Швидкість зміни концентрації цільового компонента визначає швидкість перебігу процесу і називається *кінетикою процесу масопередачі*.

Кінетика процесу характеризує залежність між рушійною силою процесу і кількість перенесеної речовини:

$$M = f(x),$$

де x – поточна концентрація цільового компонента.

Якщо записати кількість переданої речовини через дифузійний потік, як кількість речовини M, яка буде передана за час τ через поверхню F:

$$q = \frac{M}{\tau F} = f(x)$$

Таким чином, для визначення кількісних характеристик дифузійного потоку необхідно визначити функцію $f(x)$, що пов'язано з визначенням концентрацій компонентів в потоках окремих фаз.

8.1.4. Способи вираження концентрацій бінарних сумішей

Бінарна суміш складається з компонентів A (цільовий компонент) і B (носій цільового компонента A).

Зазвичай прийнято позначати цільовий компонент індексом A, носій цільового компонента у газовій фазі – індексом B та носій цільового компонента у рідкій фазі – індексом C.

Через ***y*** зазвичай позначають концентрацію компонента у газовій (паровій) фазі, а через ***x*** – концентрацію компонента у рідкій фазі.

Концентрації цільового компонента у газовій (паровій) суміші (A+B) та у рідкій (A+C) можна виразити через:

1. мольні частки – y [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] та x [кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$];
2. масові частки – Y [кг$_A$/кг$_{AB}$] та X [кг$_A$/кг$_{AC}$];
3. відносні мольні частки – $\bar{y}$ [кмоль$_A$/кмоль$_B$] та $\bar{x}$ [кмоль$_A$/кмоль$_C$];
4. відносні масові частки – $\bar{Y}$ [кг$_A$/кг$_B$] та $\bar{X}$ [кг$_A$/кг$_C$];
5. об'ємні мольні частки – C_y [кмоль$_A$/м$_{AB}^3$] та C_x [кмоль$_A$/м$_{AC}^3$];
6. об'ємні масові частки – $\bar{C}_y$ [кг$_A$/м$_{AB}^3$] та $\bar{C}_x$ [кг$_A$/м$_{AC}^3$];
7. парціальний тиск p компонентів у газовій (паровій) фазі: p_A та p_B [Па].

I. Мольна частка.

Позначимо число кіломолей компонента A у газовій суміші AB через n_A [кмоль$_A$], а число кіломолей компонента B – через n_B [кмоль$_B$]. Тоді сумарне число кіломолей газової суміші з двох компонентів (AB) буде [кмоль$_{AB}$]:

$$n = n_A + n_B$$

Позначимо молярну масу компонентів A і B відповідно M_A [кг$_A$/кмоль$_A$] та M_B [кг$_B$/кмоль$_B$]. Число кіломолей компонента A [кмоль$_A$] та компонента B у газовій суміші AB визначиться як:

$$\left.\begin{aligned} n_A &= \frac{m_A}{M_A} = \frac{m - m_B}{M_A} \\ n_B &= \frac{m_B}{M_B} = \frac{m - m_A}{M_B} \end{aligned}\right\}$$

де m_A та m_B– маса відповідно компонента A [кг$_A$] та компонента B [кг$_B$] в суміші.

m – маса суміші AB, кг$_{AB}$

Мольні частки компонентів A [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] та B [кмоль$_B$/кмоль$_{AB}$] розраховуються за виразами:

$$\left.\begin{aligned} y_A &= \frac{n_A}{n} = \frac{n_A}{n_A + n_B} \\ y_B &= \frac{n_B}{n} = \frac{n_B}{n_A + n_B} \end{aligned}\right\}$$

При цьому виконується ***умова нормування*: y_A+y_B=1**, тобто:

$$\left.\begin{aligned} y_A &= 1 - y_B \\ y_B &= 1 - y_A \end{aligned}\right\}$$

<u>II. Масова частка.</u>

Позначимо масу компонента A у газовій суміші AB через m_A [кг$_A$], а масу компонента B – через m_B [кг$_B$]. Тоді маса газової суміші з двох компонентів (AB) виражається, як [кг$_{AB}$]:

$$m = m_A + m_B$$

Звідси масові частки компонентів A [кг$_A$/кг$_{AB}$] і B [кг$_B$/кг$_{AB}$] відповідно розраховується, як:

$$\left.\begin{aligned} Y_A &= \frac{m_A}{m} = \frac{m_A}{m_A + m_B} \\ Y_B &= \frac{m_B}{m} = \frac{m_B}{m_A + m_B} \end{aligned}\right\}$$

***Умова нормування*: Y_A+Y_B=1**, тобто:

$$\left.\begin{aligned} Y_A &= 1 - Y_B \\ Y_B &= 1 - Y_A \end{aligned}\right\}$$

Відповідно, масові відсотки компонентів *A* і *B* у газовій суміші розраховується за виразами:

$$\left.\begin{aligned} Y_{A(\%)} &= \frac{m_A}{m}100\% = \frac{m - m_B}{m}100\% \\ Y_{B(\%)} &= \frac{m_B}{m}100\% = \frac{m - m_A}{m}100\% \end{aligned}\right\}$$

***Умова нормування*: $Y_{A(\%)}+Y_{B(\%)}=100\%$**, тобто:

$$\left.\begin{aligned} Y_{A(\%)} &= 100\% - Y_{B(\%)} \\ Y_{B(\%)} &= 100\% - Y_{A(\%)} \end{aligned}\right\}$$

<u>Формули перерахунку масової концентрації в мольну.</u>

Позначимо молярну масу компонентів *A* і *B* відповідно M_A [кг$_A$/кмоль$_A$] та M_B [кг$_B$/кмоль$_B$]. Число кіломолей компонента *A* [кмоль$_A$] у газовій суміші (*AB*) визначиться як:

$$n_A = \frac{mY_A}{M_A}$$

де m – маса суміші, кг$_{AB}$.

Візьмемо 1 кг суміші цих двох компонентів ($m=m_A+m_B=1$ кг), що містять масові частки компонента *A*: Y_A [кг$_A$/кг$_{AB}$] та компонента *B*: Y_B [кг$_B$/кг$_{AB}$].

Тоді число кіломолей компонента *A* визначиться як [кмоль$_A$]:

$$n_A = \frac{1 \cdot Y_A}{M_A}$$

а число кіломолей компонента *B* [кмоль$_B$]:

$$n_B = \frac{1 \cdot Y_B}{M_B}$$

Загальне число кіломолей в суміші буде [кмоль$_{AB}$]:

$$n = n_A + n_B = \frac{Y_A}{M_A} + \frac{Y_B}{M_B}$$

Звідси мольна частка компонента *A* [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]:

$$y_A = \frac{\frac{Y_A}{M_A}}{\frac{Y_A}{M_A} + \frac{Y_B}{M_B}} = \frac{Y_A}{Y_A + \frac{M_A}{M_B} Y_B}$$

З урахуванням ***умови нормування:*** $\boldsymbol{Y_A + Y_B = 1}$:

$$y_A = \frac{Y_A}{Y_A + \frac{M_A}{M_B}(1 - Y_A)}$$

Мольна частка компонента B [кмоль$_B$/кмоль$_{AB}$]:

$$y_B = \frac{\frac{Y_B}{M_B}}{\frac{Y_A}{M_A} + \frac{Y_B}{M_B}} \quad \text{або:} \quad y_B = \frac{Y_B}{\frac{M_B}{M_A} Y_A + Y_B} = \frac{1 - Y_A}{Y_A\left(\frac{M_B}{M_A} - 1\right) + 1}$$

Мольні частки компонентів A [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] та B [кмоль$_B$/кмоль$_{AB}$] у суміші AB також можна визначити, як:

$$\left.\begin{aligned} y_A &= \frac{Y_A M_{AB}}{M_A} \\ y_B &= \frac{(1 - Y_A) M_{AB}}{M_B} \end{aligned}\right\}$$

де M_{AB} – молярна маса суміші AB [кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$]:

$$M_{AB} = \frac{1}{\frac{Y_A}{M_A} + \frac{1 - Y_A}{M_B}}$$

Зворотній перерахунок мольної частки у масову проводиться за формулою [кг$_A$/кг$_{AB}$]:

$$\left.\begin{aligned} Y_A &= \frac{y_A M_A}{y_A M_A + (1 - y_A) M_B} \\ Y_B &= \frac{(1 - y_A) M_A}{y_A M_A + (1 - y_A) M_B} \end{aligned}\right\}$$

тобто $\overline{M}_A = y_A M_A$ [кг$_A$/кмоль$_{AB}$] та $\overline{M}_B = y_B M_B$ [кг$_B$/кмоль$_{AB}$].

Також зворотній перерахунок мольних часток у масові можливо здійснювати за наступними формулами:

$$\left.\begin{aligned} Y_A &= \frac{y_A M_A}{M_{AB}} \\ Y_B &= \frac{(1-y_A) M_B}{M_{AB}} \end{aligned}\right\}$$

де M_{AB} – молярна маса суміші AB [кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$]:

$$M_{AB} = y_A M_A + (1 - y_A) M_B$$

<u>III. Об'ємна масова концентрація</u>

Об'ємна масова концентрація компонента A [кг$_A$/м$_{AB}^3$] та компонента B [кг$_B$/м$_{AB}^3$] у газовій суміші AB:

$$\left.\begin{aligned} \overline{C}_{y(A)} &= \rho_{AB} Y_A = \rho_{AB}(1-Y_B) \\ \overline{C}_{y(B)} &= \rho_{AB} Y_B = \rho_{AB}(1-Y_A) \end{aligned}\right\}$$

де ρ_{AB} – густина суміші AB [кг$_{AB}$/м$_{AB}^3$]:

$$\rho_{AB} = \frac{1}{\frac{Y_A}{\rho_A} + \frac{Y_B}{\rho_B}} = \frac{1}{\frac{Y_A}{\rho_A} + \frac{1 - Y_A}{\rho_B}}$$

де ρ_A та ρ_B – густина компонентів A [кг$_A$/м$_A^3$] та B [кг$_B$/м$_B^3$] відповідно.

Нехай маса 1 м^3 суміші AB дорівнює m_{AB}. Тобто це густина, яка виражається за формулою [кг$_{AB}$/м$_{AB}^3$]:

$$\rho_{AB} = \bar{C}_{y(A)} + \bar{C}_{y(B)}$$

Звідси масова частка компонента A [кг$_A$/кг$_{AB}$] та компонента B [кг$_B$/кг$_{AB}$]:

$$\left.\begin{aligned} Y_A &= \frac{\overline{C}_{y(A)}}{\rho_{AB}} \\ Y_B &= \frac{\overline{C}_{y(B)}}{\rho_{AB}} \end{aligned}\right\}$$

Об'ємні масові концентрації компонента A [кг$_A$/м$_{AB}^3$] та компонента B [кг$_B$/м$_{AB}^3$] у газовій суміші AB також можуть бути визначені через мольні частки:

$$\left.\begin{aligned} \overline{C}_{y(A)} &= \frac{\rho_{AB} M_A y_A}{M_{AB}} \\ \overline{C}_{y(B)} &= \frac{\rho_{AB} M_B y_B}{M_{AB}} \end{aligned}\right\}$$

Тоді зворотній перерахунок мольних часток компонентів *A* [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] та *B* [кмоль$_B$/кмоль$_{AB}$] у суміші *AB* через об'ємні масові концентрації можна записати, як:

$$\left.\begin{aligned} y_A &= \frac{\overline{C}_{y(A)} M_{AB}}{\rho_{AB} M_A} \\ y_B &= \frac{\overline{C}_{y(B)} M_{AB}}{\rho_{AB} M_B} \end{aligned}\right\} \quad \text{або:} \quad \left.\begin{aligned} y_A &= \frac{\overline{C}_{y(A)} M_B}{\rho_{AB} M_A + \overline{C}_{y(A)} \left(M_B - M_A\right)} \\ y_B &= \frac{\overline{C}_{y(B)} M_A}{\rho_{AB} M_A + \overline{C}_{y(A)} \left(M_B - M_A\right)} \end{aligned}\right\}$$

<u>IV. Об'ємна мольна концентрація</u>

Об'ємні мольні концентрації компонента *A* [кмоль$_A$/м$_{AB}^3$] та компонента *B* [кмоль$_B$/м$_{AB}^3$] у газовій суміші *AB* виражені через масові частки компонентів:

$$\left.\begin{aligned} C_{y(A)} &= \frac{\rho_{AB} Y_A}{M_A} \\ C_{y(B)} &= \frac{\rho_{AB} Y_B}{M_B} \end{aligned}\right\}$$

Звідси масова частка компонента *A* [кг$_A$/кг$_{AB}$] та компонента *B* [кг$_B$/кг$_{AB}$]:

$$\left.\begin{aligned} Y_A &= \frac{C_{y(A)} M_A}{\rho_{AB}} \\ Y_B &= \frac{C_{y(B)} M_B}{\rho_{AB}} \end{aligned}\right\}$$

Об'ємні мольні концентрації компонента *A* [кмоль$_A$/м$_{AB}^3$] та компонента *B* [кмоль$_B$/м$_{AB}^3$] у газовій суміші *AB* виражені через мольні частки компонентів:

$$\left.\begin{aligned} C_{y(A)} &= \frac{\rho_{AB} y_A}{M_{AB}} \\ C_{y(B)} &= \frac{\rho_{AB} y_B}{M_{AB}} \end{aligned}\right\}$$

Звідси масова частка компонента *A* [кг$_A$/кг$_{AB}$] та компонента *B* [кг$_B$/кг$_{AB}$]:

$$\left.\begin{aligned} y_A &= \frac{C_{y(A)} M_{AB}}{\rho_{AB}} \\ y_B &= \frac{C_{y(B)} M_{AB}}{\rho_{AB}} \end{aligned}\right\} \quad \text{або:} \quad \left.\begin{aligned} y_A &= \frac{C_{y(A)} M_B}{\rho_{AB} + C_{y(A)}\left(M_B - M_A\right)} \\ y_B &= \frac{C_{y(B)} M_A}{\rho_{AB} + C_{y(B)}\left(M_A - M_B\right)} \end{aligned}\right\}$$

<u>V. Відносна масова і мольна концентрації</u>

У процесі абсорбції при складанні рівняння матеріального балансу зручніше виражати концентрації у вигляді відношення маси речовини цільового компонента до маси речовини носія.

Наприклад, для суміші аміак–повітря:

– у відносних масових частках $\bar{Y}_{\mathrm{NH_3}}$ [$\text{кг}_{\mathrm{NH_3}}/\text{кг}_{\text{пов.}}$];
– у відносних мольних частках $\bar{y}_{\mathrm{NH_3}}$ [$\text{кмоль}_{\mathrm{NH_3}}/\text{кмоль}_{\text{пов.}}$].

Якщо масову частку компонента *A* (цільовий компонент) позначити через Y_A, а масову частку компонента *B* (носій) через Y_B, враховуючи, що $\boldsymbol{Y_B = 1 - Y_A}$ – тоді відносна масова частка компонента *A* визначається за виразом: **[кг$_A$/кг$_B$]**:

$$\bar{Y}_A = \frac{Y_A}{1 - Y_A}$$

Зворотній перерахунок відносної масової концентрації $\bar{Y}_A$ [кг$_A$/кг$_B$] в масову частку Y_A [кг$_A$/кг$_{AB}$] проводиться за виразом :

$$y_A = \frac{\bar{y}_A}{1 + \bar{y}_A}$$

Якщо через y_A позначати мольну частку компонента, а через y_B=1-y_A – мольну частку компонента *B* (носія), тоді відносна мольна частка компонента *A* **[кмоль$_A$/кмоль$_B$]** виразиться:

$$\bar{y}_A = \frac{y_A}{1 - y_A}$$

Зворотній перерахунок відносної мольної концентрації $\bar{y}_A$ [кмоль$_A$/кмоль$_B$] в мольну y_A [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] проводиться за виразом :

$$y_A = \frac{\bar{y}_A}{1 + \bar{y}_A}$$

<u>VI. Вираження концентрації через парціальний тиск компонентів.</u>

Парціальний тиск у суміші газів пропорційний концентрації компонентів.

Згідно закону Дальтона, тиск суміші газів дорівнює сумі парціальних тисків компонентів. Припустимо, що газова (парова) суміш складається із компонентів *A* (цільовий) та *B* (носій), тоді тиск суміші визначатиметься як [Па]:

$$P = p_A + p_B$$

Величини *P* (тиск) і *V* (об'єм) пропорційні, тобто $P_A V = P V_A$, тоді об'ємна частка компонента *A* [$м_A^3/м_{AB}^3$]:

$$\bar{V}_A = \frac{V_A}{V} = \frac{P_A}{P}$$

***<u>Враховуючи, що об'єм 1 кілограма молекул газу займає 22.4 м³, то об'ємна частка дорівнює мольній, тобто</u>*:**

$$\bar{V}_A = y_A, \quad \text{звідки:} \quad y_A = \frac{V_A}{V} = \frac{P_A}{P}$$

і парціальний тиск компонента *A* [Па]:

$$p_A = P y_A$$

<u>Формули перерахунку парціального тиску у відносні концентрації</u>

*T*иск суміші газів:

$$P = p_A + p_B$$

де p_A – парціальний тиск компонента *A*;

$p_B = P - p_A$ – парціальний тиск компонента *B*.

Газові константи компонентів *A* і *B* визначаються за виразами:

$$R_A = \frac{R}{M_A}; \qquad R_B = \frac{R}{M_B}$$

де *R* – універсальна газова стала; M_A і M_B – відповідно молекулярна маса компонентів *A* [$кг_A/кмоль_A$] і *B* [$кг_B/кмоль_B$].

Запишемо рівняння газового стану для цільового компонента *A*:

$$p_A V = m_A \frac{R}{M_A} T \tag{8.1}$$

і компонента *B* (носія):

$$p_B V = m_B \frac{R}{M_B} T \qquad (8.2)$$

Якщо $p_B = P - p_A$, тоді рівняння (8.2) набуде вигляду:

$$(P - p_A)V = m_B \frac{R}{M_B} T \qquad (8.3)$$

Розділивши почленно рівняння (8.1) і (8.3):

$$\frac{p_A}{P - p_A} = \frac{m_A M_B}{m_B M_A} \qquad (8.4)$$

Враховуючи те, що $\boldsymbol{m_A/m_B = \bar{Y}_A}$ – ***відносна масова*** частка цільового компонента *A*, **[кг*A*/кг*B*]** то вираз (8.4) зводиться до наступного вигляду:

$$\frac{p_A}{P - p_A} = \bar{Y}_A \frac{M_B}{M_A} \qquad (8.5)$$

Тоді ***відносна масова*** концентрація цільового компонента *A* із виразу (8.5) **[кг*A*/кг*B*]**:

$$\bar{Y}_A = \frac{p_A M_A}{(P - p_A)M_B}$$

Ці формули широко застосовуються при розрахунку процесу абсорбції.

<u>За реальних умов</u> у інертному газі наявні пари поглинача (H_2O), тому тиск суміші газів, згідно закону Дальтона набуває вигляду [Па]:

$$P = p_A + p_B + p_{\mathrm{H_2O}},$$

$$p_B = P - p_A - p_{\mathrm{H_2O}}$$

де $p_{\mathrm{H_2O}}$ – парціальний тиск насиченої водяної пари ($p_{\mathrm{H_2O}} = f(t)$).

Тоді відносна масова концентрація цільового компонента *A* ***з урахуванням парціального тиску насиченої водяної пари*** $\boldsymbol{p}_{\mathrm{H_2O}}$ із виразу (8.5) [кг*A*/кг*BC*]:

$$\bar{Y}_A = \frac{p_A M_A}{\left(P - p_A - p_{\mathrm{H_2O}}\right)M_B}$$

8.1.5. Методика розрахунку концентрацій бінарних сумішей

Вихідні дані до розрахунку:

Маса цільового компонента A, кг$_A$ m_A;

Маса бінарної суміші AB, кг$_{AB}$ $m_{\text{суміші}}$;

Температура проведення процесу, °С t;

Загальний тиск системи, Па P.

Основні задачі

Опанувати методику:

– Визначення мольних концентрацій компонентів A та B у суміші AB;

– Визначення масових концентрацій компонентів A та B у суміші AB та перерахунку масових часток A та B у суміші AB у мольні;

– Визначення об'ємних масових концентрацій компонентів A та B у суміші AB та перерахунку об'ємних масових часток у масові та мольні;

– Визначення об'ємних мольних концентрацій компонентів A та B у суміші AB та перерахунку об'ємних мольних часток у масові та мольні;

– Визначення відносних масових концентрацій компонентів A та B у суміші AB та перерахунку відносних масових часток у масові концентрації;

– Визначення відносних мольних концентрацій компонентів A та B у суміші AB та перерахунку відносних масових часток у масові концентрації;

– Вираження концентрацій через парціальний тиск компонентів та перерахунку відносних масових часток через парціальний тиск.

Вихідні дані до розрахунку наведено у таблиці Д.8.1.1 додатку 8.1.

<u>І. Визначення мольних часток компонентів бінарної суміші.</u>

Для розрахунку мольних часток необхідно визначити молярну масу компонентів A та B відповідно M_A [кг$_A$/кмоль$_A$] та M_B [кг$_B$/кмоль$_B$].

Число кіломолей компонента A [кмоль$_A$] та компонента B у газовій суміші AB визначиться як:

$$n_A = \frac{m_A}{M_A} \quad \text{та} \quad n_B = \frac{m_{\text{суміші}} - m_A}{M_B}$$

Мольні частки компонентів A [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] та B [кмоль$_B$/кмоль$_{AB}$]:

$$y_A = \frac{n_A}{n_A + n_B} \quad \text{та} \quad y_B = \frac{n_B}{n_A + n_B}$$

Умова нормування: $y_A + y_B = 1$.

<u>II. Визначення масових часток компонентів бінарної суміші</u>.

Масова частка компонента A, кг$_A$/кг$_{AB}$: і B [кг$_B$/кг$_{AB}$] відповідно:

$$Y_A = \frac{m_A}{m_{\text{суміші}}}$$

Масова частка компонента B, кг$_B$/кг$_{AB}$:

$$Y_B = \frac{m_{\text{суміші}} - m_A}{m_{\text{суміші}}}$$

Умова нормування: $Y_A + Y_B = 1$.

<u>Перерахунок масових часток компонентів бінарної суміші у мольні.</u>

Мольні частки компонентів A [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] та B [кмоль$_B$/кмоль$_{AB}$] з урахуванням молярних мас компонентів (M_A [кг$_A$/кмоль$_B$] та M_B [кг$_B$/кмоль$_B$]):

$$y_A = \frac{Y_A}{Y_A + \frac{M_A}{M_B}(1 - Y_A)} \quad \text{та} \quad y_B = \frac{1 - Y_A}{Y_A\left(\frac{M_B}{M_A} - 1\right) + 1}$$

або:

$$y_A = \frac{Y_A M_{AB}}{M_A} \quad \text{та} \quad y_B = \frac{(1 - Y_A)M_{AB}}{M_B}$$

де M_A та M_B – молярні маси компонентів A та B відповідно, кг/кмоль (Додаток 8.2, таблиця Д.8.2.1).

M_{AB} – молярна маса суміші AB, що визначається кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$:

$$M_{AB} = \frac{1}{\frac{Y_A}{M_A} + \frac{1 - Y_A}{M_B}} \quad \text{або} \quad M_{AB} = y_A M_A + (1 - y_A)M_B$$

Зворотній перерахунок мольних часток у масові.

Масові частки компонентів A [кг$_A$/кг$_{AB}$] та B [кг$_B$/кг$_{AB}$]:

$$Y_A = \frac{y_A M_A}{y_A M_A + (1 - y_A)M_B}$$

$$Y_B = \frac{(1 - y_A)M_B}{y_A M_A + (1 - y_A)M_B} \quad \text{або} \quad Y_B = 1 - Y_A$$

або:

$$Y_A = \frac{y_A M_A}{M_{AB}} \quad \text{та} \quad Y_B = \frac{(1 - y_A) M_B}{M_{AB}}$$

<u>III. Визначення об'ємних масових концентрацій.</u>

<u>Через масові частки компонентів суміші.</u>

Визначається густина бінарної суміші *AB*, кг$_{AB}$/м$_{AB}^3$:

$$\rho_{AB} = \frac{1}{\frac{Y_A}{\rho_A} + \frac{Y_B}{\rho_B}} = \frac{1}{\frac{Y_A}{\rho_A} + \frac{1 - Y_A}{\rho_B}}$$

де ρ_A та ρ_B – густина компонентів *A* [кг$_A$/м$_A^3$] та *B* [кг$_B$/м$_B^3$] відповідно. Значення густин деяких речовин наведено у таблиці Д.8.2.2 (Додаток 8.2).

Об'ємні масові концентрація компонента *A* [кг$_A$/м$_{AB}^3$] та *B* [кг$_B$/м$_{AB}^3$] у газовій суміші *AB*:

$$\bar{C}_{y(A)} = \rho_{AB} Y_A \quad \text{та} \quad \bar{C}_{y(B)} = \rho_{AB}(1 - Y_A)$$

<u>Через мольні частки компонентів суміші.</u>

Об'ємні масові концентрація компонента *A* [кг$_A$/м$_{AB}^3$] та *B* [кг$_B$/м$_{AB}^3$] у газовій суміші *AB*:

$$\bar{C}_{y(A)} = \frac{\rho_{AB} M_A y_A}{M_{AB}} \quad \text{та} \quad \bar{C}_{y(B)} = \frac{\rho_{AB} M_B (1 - y_A)}{M_{AB}}$$

Густина бінарної суміші *AB*, кг$_{AB}$/м$_{AB}^3$ виражена через об'ємні масові концентрації компонентів суміші, кг$_{AB}$/м$_{AB}^3$:

$$\rho_{AB} = \bar{C}_{y(A)} + \bar{C}_{y(B)}$$

Перерахунок об'ємних масових концентрацій у масові.

Масові частки компонентів *A* [кг$_A$/кг$_{AB}$] та *B* [кг$_B$/кг$_{AB}$] відповідно:

$$Y_A = \frac{\bar{C}_{y(A)}}{\rho_{AB}} \quad \text{та} \quad Y_B = \frac{\bar{C}_{y(B)}}{\rho_{AB}}$$

Перерахунок об'ємних масових концентрацій у мольні.

Мольні частки компонентів *A* [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] та *B* [кмоль$_B$/кмоль$_{AB}$]:

$$y_A = \frac{\bar{C}_{y(A)} M_{AB}}{\rho_{AB} M_A} \quad \text{та} \quad y_B = \frac{\bar{C}_{y(B)} M_{AB}}{\rho_{AB} M_B}$$

або:

$$y_A = \frac{\bar{C}_{y(A)} M_B}{\rho_{AB} M_A + \bar{C}_{y(A)}(M_B - M_A)} \quad \text{та} \quad y_B = \frac{\bar{C}_{y(B)} M_A}{\rho_{AB} M_A + \bar{C}_{y(A)}(M_B - M_A)}$$

<u>IV. Визначення об'ємних мольних концентрацій</u>

Об'ємні мольні концентрації компонента *A* [кмоль$_A$/м$_{AB}^3$] та компонента *B* [кмоль$_B$/м$_{AB}^3$] у суміші *AB*:

– виражені через масові частки компонентів:

$$C_{y(A)} = \frac{\rho_{AB} Y_A}{M_A} \quad \text{та} \quad C_{y(B)} = \frac{\rho_{AB}(1 - Y_A)}{M_B}$$

– виражені через мольні частки компонентів:

$$C_{y(A)} = \frac{\rho_{AB} y_A}{M_{AB}} \quad \text{та} \quad C_{y(B)} = \frac{\rho_{AB}(1 - y_A)}{M_{AB}}$$

Перерахунок об'ємних мольних концентрацій у масові.

Масові частки компонентів *A* [кг$_A$/кг$_{AB}$] та *B* [кг$_B$/кг$_{AB}$] відповідно:

$$Y_A = \frac{C_{y(A)} M_A}{\rho_{AB}} \quad \text{та} \quad Y_B = \frac{C_{y(B)} M_B}{\rho_{AB}}$$

Перерахунок об'ємних мольних концентрацій у мольні.

Мольні частки компонентів *A* [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] та *B* [кмоль$_B$/кмоль$_{AB}$]:

$$y_A = \frac{C_{y(A)} M_{AB}}{\rho_{AB}} \quad \text{та} \quad y_B = \frac{C_{y(B)} M_{AB}}{\rho_{AB}}$$

або:

$$y_A = \frac{C_{y(A)} M_B}{\rho_{AB} + C_{y(A)}(M_B - M_A)} \quad \text{та} \quad y_B = \frac{C_{y(B)} M_A}{\rho_{AB} + C_{y(B)}(M_A - M_B)}$$

<u>V. Визначення відносних масових концентрацій</u>

Відносні масові частки компонентів *A* [кг$_A$/кг$_B$] та *B* [кг$_B$/кг$_A$] відповідно:

$$\bar{Y}_A = \frac{Y_A}{Y_B} = \frac{Y_A}{(1 - Y_A)} \quad \text{та} \quad \bar{Y}_B = \frac{Y_B}{Y_A} = \frac{(1 - Y_A)}{Y_A}$$

***Перерахунок відносних масових концентрацій у масові*:**

Масові частки компонентів *A* [кг$_A$/кг$_{AB}$] та *B* [кг$_B$/кг$_{AB}$] відповідно:

$$Y_A = \frac{\bar{Y}_A}{1 + \bar{Y}_A} \quad \text{та} \quad Y_B = \frac{\bar{Y}_B}{1 + \bar{Y}_B}$$

<u>VI. Визначення відносних мольних концентрацій</u>

Відносні мольні частки компонентів *A* [кмоль$_A$/кмоль$_B$] та *B* [кмоль$_B$/кмоль$_A$] відповідно:

$$\bar{y}_A = \frac{y_A}{y_B} = \frac{y_A}{(1 - y_A)} \quad \text{та} \quad \bar{y}_B = \frac{y_B}{y_A} = \frac{(1 - y_A)}{y_A}$$

***Перерахунок відносних масових концентрацій у масові*:**

Масові частки компонентів *A* [кг$_A$/кг$_{AB}$] та *B* [кг$_B$/кг$_{AB}$] відповідно:

$$y_A = \frac{\bar{y}_A}{1 + \bar{y}_A} \quad \text{та} \quad y_B = \frac{\bar{y}_B}{1 + \bar{y}_B}$$

<u>VII. Вираження концентрації через парціальний тиск компонентів.</u>

Тиск суміші газів, згідно закону Дальтона, дорівнює сумі парціальних тисків компонентів, Па:

$$P = p_A + p_B$$

Парціальний тиск компонента *A*, Па:

$$p_A = Py_A$$

Парціальний тиск компонента *B*, Па:

$$p_B = Py_B = P(1-y_A) \quad \text{або} \quad p_B = P - p_A$$

Перерахунок парціального тиску у відносні концентрації

Відносні масові частки компонентів *A* [кг$_A$/кг$_B$] та *B* [кг$_B$/кг$_A$] відповідно:

$$\bar{Y}_A = \frac{p_A M_A}{(P - p_A)M_B} \quad \text{та} \quad \bar{Y}_B = \frac{(P - p_A)M_B}{p_A M_A}$$

<u>Оскільки за реальних умов</u> у інертному газі наявні пари поглинача (H_2O), і тиск суміші газів згідно закону Дальтона набуває вигляду, Па:

$$P = p_A + p_B + p_{\mathrm{H_2O}}, \qquad p_B = P - p_A - p_{\mathrm{H_2O}}$$

де $p_{\mathrm{H_2O}}$ – парціальний тиск насиченої водяної пари ($p_{\mathrm{H_2O}} = f(t)$), таблиця Д.8.2.3 (Додаток 8.2).

Тоді відносні масові концентрації компонентів *A* [кг$_A$/кг$_B$] та *B* [кг$_B$/кг$_A$] *з урахуванням парціального тиску насиченої водяної пари* $p_{\mathrm{H_2O}}$ із виразу:

$$\bar{Y}_A = \frac{p_A M_A}{\left(P - p_A - p_{\mathrm{H_2O}}\right)M_B} \quad \text{та} \quad \bar{Y}_A = \frac{\left(P - p_A - p_{\mathrm{H_2O}}\right)M_B}{p_A M_A}$$

8.1.6. Приклад програми розрахунку концентрацій в *MathCad*

Вихідні дані

Цільовий компонент А - Аміак (NH_3)

Маса компонента А в 1 кг суміші, кг:

кг $m_A := 0.3$

Маса суміші, кг:

кг $m_{суміші} := 2$

Температура проведення процесу, °С

°С $t := 20$

Загальний тиск системи, Па

Па $P := 0.101 \cdot 10^6$

I. *Визначення мольної концентрації компонентів*:

Молекулярна маса компонента А у газовій суміші АВ:

$$\frac{кг_A}{кмоль_A} \quad M_A := N + H \cdot 3 = 14.0067 + 1.0079 \cdot 3 = 17.03$$

$$\frac{кг}{кмоль} \quad N \equiv 14.0067 \qquad H \equiv 1.0079 \qquad O \equiv 15.9994$$

Молекулярна маса компонента В (носія) у газовій фазі (повітря):

$$\frac{кг_B}{кмоль_B} \quad M_B := 28.97$$

Число кіломолей компонента А та компонента В в газовій суміші АВ:

$$кмоль_A \quad n_A := \frac{m_A}{M_A} = \frac{0.3}{17.0304} = 0.018$$

$$кмоль_B \quad n_B := \frac{m_{суміші} - m_A}{M_B} = \frac{2 - 0.3}{28.97} = 0.059$$

Мольна частка компонента А та компонента В:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad y_A := \frac{n_A}{n_A + n_B} = \frac{0.0176}{0.0176 + 0.0587} = 0.231$$

$$\frac{кмоль_B}{кмоль_{AB}} \quad y_B := \frac{n_B}{n_A + n_B} = \frac{0.0587}{0.0176 + 0.0587} = 0.769$$

Перевірка умови нормування:

$$\Sigma y_i := y_A + y_B = 0.231 + 0.769 = 1$$

II. *Визначення масової концентрації компонентів*:

Маса компонента В (носія) в газовій суміші АВ:

$$\text{кг}_B \qquad m_B := m_{\text{суміші}} - m_A = 2 - 0.3 = 1.7$$

Масова частка компонента А та компонента В у газовій фазі АВ:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_{AB}} \qquad Y_A := \frac{m_A}{m_A + m_B} = \frac{0.3}{0.3 + 1.7} = 0.15$$

$$\frac{\text{кг}_B}{\text{кг}_{AB}} \qquad Y_B := \frac{m_B}{m_A + m_B} = \frac{1.7}{0.3 + 1.7} = 0.85$$

Перевірка умови нормування:

$$\Sigma Y_i := Y_A + Y_B = 0.15 + 0.85 = 1$$

***Перерахунок масових часток компонентів А та В в мольні концентрації*:**

Мольні частки компонентів А та В:

$$\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_{AB}} \qquad y_{A.} := \frac{Y_A}{Y_A + \frac{M_A}{M_B}\cdot(1 - Y_A)} = \frac{0.15}{0.15 + \frac{17.0304}{28.97}\cdot(1 - 0.15)} = 0.231$$

$$\frac{\text{кмоль}_B}{\text{кмоль}_{AB}} \qquad y_{B.} := \frac{1 - Y_A}{Y_A\cdot\left(\frac{M_B}{M_A} - 1\right) + 1} = \frac{1 - 0.15}{0.15\cdot\left(\frac{28.97}{17.0304} - 1\right) + 1} = 0.769$$

Молекулярна маса газової суміші АВ:

$$\frac{\text{кг}_{AB}}{\text{кмоль}_{AB}} \qquad M_{AB} := \frac{1}{\frac{Y_A}{M_A} + \frac{1 - Y_A}{M_B}} = \frac{1}{\frac{0.15}{17.0304} + \frac{1 - 0.15}{28.97}} = 26.213$$

Мольні частки компонентів А та В:

$$\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_{AB}} \qquad y_{A..} := \frac{Y_A\cdot M_{AB}}{M_A} = \frac{0.15\cdot 26.213}{17.0304} = 0.231$$

$$\frac{\text{кмоль}_B}{\text{кмоль}_{AB}} \qquad y_{B..} := \frac{(1 - Y_A)\cdot M_{AB}}{M_B} = \frac{(1 - 0.15)\cdot 26.213}{28.97} = 0.769$$

Зворотній перерахунок мольних часток компонентів А та В у масові концентрації:

$$\frac{кг_A}{кг_{AB}} \quad Y_{A.} := \frac{y_A \cdot M_A}{y_A \cdot M_A + (1 - y_A) \cdot M_B} = \frac{0.231 \cdot 17.03}{0.231 \cdot 17.03 + (1 - 0.231) \cdot 28.97} = 0.15$$

$$\frac{кг_B}{кг_{AB}} \quad Y_{B.} := \frac{(1 - y_A) \cdot M_B}{y_A \cdot M_A + (1 - y_A) \cdot M_B} = \frac{(1 - 0.231) \cdot 28.97}{0.231 \cdot 17.03 + (1 - 0.231) \cdot 28.97} = 0.85$$

Молярна маса газової суміші АВ:

$$\frac{кг_{AB}}{кмоль_{AB}} \quad M'_{AB} := y_A \cdot M_A + (1 - y_A) \cdot M_B = 0.231 \cdot 17.03 + (1 - 0.231) \cdot 28.97 = 26.212$$

Масові частка компонента А та компонента В у газовій фазі АВ:

$$\frac{кг_A}{кг_{AB}} \quad Y_{A..} := \frac{y_A \cdot M_A}{M'_{AB}} = \frac{0.231 \cdot 17.03}{26.212} = 0.15$$

$$\frac{кг_B}{кг_{AB}} \quad Y_{B..} := \frac{(1 - y_A) \cdot M_B}{M'_{AB}} = \frac{(1 - 0.231) \cdot 28.97}{26.212} = 0.85$$

<u>III. *Визначення об'ємної масової концентрації компонентів*:</u>

Теплофізичні властивості **аміаку NH3:**

$$t_{NH3} := (-23 \quad 27 \quad 77 \quad 127 \quad 227 \quad 327 \quad 427 \quad 527 \quad 627)^T$$

$$\rho_{NH3.} := (0.810 \quad 0.715 \quad 0.610 \quad 0.523 \quad 0.425 \quad 0.373 \quad 0.300 \quad 0.261 \quad 0.233)^T$$

$$\rho_{NH3}(t) := \mathrm{linterp}(t_{NH3}, \rho_{NH3.}, t)$$

$$\frac{кг_A}{м^3} \quad \rho_A := \rho_{NH3}(t) = 0.728$$

Густина інертного газового носія (повітря):

$$t_{повітря} := (-20 \quad -15 \quad -10 \quad -5 \quad 0 \quad 10 \quad 15 \quad 25 \quad 1200)^T$$

$$\rho_{повітря} := (1.395 \quad 1.369 \quad 1.342 \quad 1.318 \quad 1.293 \quad 1.247 \quad 1.226 \quad 1.185 \quad 0.239)^T$$

$$\rho_{повітря}(t) := \mathrm{linterp}(t_{повітря}, \rho_{повітря}, t)$$

$$\frac{кг_B}{м^3} \quad \rho_B := \rho_{повітря}(t) = 1.206$$

Густина газової (парової) суміші АВ:

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \quad \rho_{AB} := \frac{1}{\frac{Y_A}{\rho_A} + \frac{Y_B}{\rho_B}} = \frac{1}{\frac{0.15}{0.7283} + \frac{0.85}{1.206}} = 1.098$$

Об'ємні масові частки компонентів А та В у газовій (паровій) суміші АВ:

$$\frac{кг_A}{м_{AB}^3} \quad "C"_A := \rho_{AB} \cdot Y_A = 1.098 \cdot 0.15 = 0.165$$

$$\frac{кг_B}{м_{AB}^3} \quad "C"_B := \rho_{AB} \cdot (1 - Y_A) = 1.098 \cdot (1 - 0.15) = 0.933$$

Перерахунок густини суміші:

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \quad \rho'_{AB} := "C"_A + "C"_B = 0.165 + 0.933 = 1.098$$

Перерахунок об'ємної масової концентрації в масову частку:

$$\frac{кг_A}{кг_{AB}} \quad Y_{A...} := \frac{"C"_A}{\rho_{AB}} = \frac{0.165}{1.098} = 0.15$$

$$\frac{кг_B}{кг_{AB}} \quad Y_{B...} := \frac{"C"_B}{\rho_{AB}} = \frac{0.933}{1.098} = 0.85$$

Об'ємні масові концентрації компонентів А та В у газовій (паровій) суміші АВ виражені через мольні частки компонентів:

$$\frac{кг_A}{м_{AB}^3} \quad "C"_{A.} := \frac{\rho_{AB} \cdot M_A \cdot y_A}{M_{AB}} = \frac{1.098 \cdot 17.0304 \cdot 0.231}{26.213} = 0.165$$

$$\frac{кг_B}{м_{AB}^3} \quad "C"_{B.} := \frac{\rho_{AB} \cdot M_B \cdot (1 - y_A)}{M_{AB}} = \frac{1.098 \cdot 28.97 \cdot (1 - 0.231)}{26.213} = 0.933$$

Зворотній перерахунок об'ємних масових концентрацій у мольні:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad y_{A...} := \frac{"C"_{A.} \cdot M_{AB}}{\rho_{AB} \cdot M_A} = \frac{0.165 \cdot 26.213}{1.098 \cdot 17.0304} = 0.231$$

$$\frac{кмоль_B}{кмоль_{AB}} \quad y_{B...} := \frac{"C"_{B.} \cdot M_{AB}}{\rho_{AB} \cdot M_B} = \frac{0.933 \cdot 26.213}{1.098 \cdot 28.97} = 0.769$$

або:

$$y_{A....} := \frac{"C"_{A.} \cdot M_B}{\rho_{AB} \cdot M_A + "C"_{A.} \cdot (M_B - M_A)} = \frac{0.165 \cdot 28.97}{1.098 \cdot 17.03 + 0.165 \cdot (28.97 - 17.03)} = 0.231$$

$$y_{B....} := \frac{"C"_{B.} \cdot M_A}{\rho_{AB} \cdot M_A + "C"_{A.} \cdot (M_B - M_A)} = \frac{0.933 \cdot 17.03}{1.098 \cdot 17.03 + 0.165 \cdot (28.97 - 17.03)} = 0.769$$

<u>IV. *Визначення об'ємної мольної концентрації компонентів*:</u>

Об'ємні мольні частки компонентів А та В у газовій (паровій) суміші АВ виражені через масові частки компонентів:

$$\frac{кмоль_A}{м_{AB}^3} \quad C_A := \frac{\rho_{AB} \cdot Y_A}{M_A} = \frac{1.098 \cdot 0.15}{17.0304} = 9.671 \times 10^{-3}$$

$$\frac{кмоль_B}{м_{AB}^3} \quad C_B := \frac{\rho_{AB} \cdot Y_B}{M_B} = \frac{1.098 \cdot 0.85}{28.97} = 0.032$$

Перерахунок об'ємної мольної концентрації в масову частку:

$$\frac{кг_A}{кг_{AB}} \quad Y_{A....} := \frac{C_A \cdot M_A}{\rho_{AB}} = \frac{9.671 \cdot 10^{-3} \cdot 17.0304}{1.098} = 0.15$$

$$\frac{кг_B}{кг_{AB}} \quad Y_{B....} := \frac{C_B \cdot M_B}{\rho_{AB}} = \frac{0.0322 \cdot 28.97}{1.098} = 0.85$$

Об'ємні мольні частки компонентів А та В у газовій (паровій) суміші АВ виражені через мольні частки компонентів:

$$\frac{кмоль_A}{м_{AB}^3} \quad C_{A.} := \frac{\rho_{AB} \cdot y_A}{M_{AB}} = \frac{1.098 \cdot 0.231}{26.213} = 9.676 \times 10^{-3}$$

$$\frac{кмоль_B}{м_{AB}^3} \quad C_{B.} := \frac{\rho_{AB} \cdot y_B}{M_{AB}} = \frac{1.098 \cdot 0.769}{26.213} = 0.032$$

Зворотній перерахунок об'ємних мольних концентрацій у мольні:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad y_{A.....} := \frac{C_{A.} \cdot M_{AB}}{\rho_{AB}} = \frac{9.676 \cdot 10^{-3} \cdot 26.213}{1.098} = 0.231$$

$$\frac{кмоль_B}{кмоль_{AB}} \quad y_{B.....} := \frac{C_{B.} \cdot M_{AB}}{\rho_{AB}} = \frac{0.0322 \cdot 26.213}{1.098} = 0.769$$

або:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad y_{A.....} := \frac{C_A \cdot M_B}{\rho_{AB} + C_A \cdot (M_B - M_A)} = \frac{9.671 \cdot 10^{-3} \cdot 28.97}{1.098 + 9.671 \cdot 10^{-3} \cdot (28.97 - 17.03)} = 0.231$$

$$\frac{кмоль_B}{кмоль_{AB}} \quad y_{B.....} := \frac{C_B \cdot M_A}{\rho_{AB} + C_B \cdot (M_A - M_B)} = \frac{0.0322 \cdot 17.03}{1.098 + 0.0322 \cdot (17.03 - 28.97)} = 0.769$$

V. *Визначення відносної масової концентрації компонентів*:

Відносна масова частка цільового компонента А у газовій суміші АВ:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_A := \frac{Y_A}{(1 - Y_A)} = \frac{0.15}{1 - 0.15} = 0.176$$

Відносна масова частка інертного носія В у газовій суміші АВ:

$$\frac{кг_B}{кг_A} \quad "Y"_B := \frac{1 - Y_A}{Y_A} = \frac{1 - 0.15}{0.15} = 5.667$$

Зворотній перерахунок відносних масових концентрацій у масові частки:

$$\frac{кг_A}{к_{AB}} \qquad Y_{A.....} := \frac{"Y"_A}{1 + "Y"_A} = \frac{0.176}{1 + 0.176} = 0.15$$

$$\frac{кг_B}{кг_A} \qquad Y_{B.....} := \frac{"Y"_B}{1 + "Y"_B} = \frac{5.667}{1 + 5.667} = 0.85$$

VI. *Визначення відносної мольної концентрації компонентів*:

Відносна мольна частка цільового компонента А у газовій суміші АВ:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \qquad "y"_A := \frac{y_A}{(1 - y_A)} = \frac{0.231}{1 - 0.231} = 0.3$$

Відносна мольна частка інертного носія В у газовій суміші АВ:

$$\frac{кг_B}{кг_A} \qquad "y"_B := \frac{1 - y_A}{y_A} = \frac{1 - 0.231}{0.231} = 3.329$$

Зворотній перерахунок відносних мольних концентрацій у мольні частки:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \qquad y_{A.....} := \frac{"y"_A}{1 + "y"_A} = \frac{0.3}{1 + 0.3} = 0.231$$

$$\frac{кмоль_B}{кмоль_{AB}} \qquad y_{B.....} := \frac{"y"_B}{1 + "y"_B} = \frac{3.329}{1 + 3.329} = 0.769$$

VII *Вираження концентрацій через парціальний тиск компонентів*

Тиск суміші газів, згідно закону Дальтона, дорівнює сумі парціальних тисків компонентів:

$$Па \qquad P = p_{A.} + p_{B.}$$

Парціальний тиск компонента А (цільового) у газовій суміші:

$$Па \qquad p_{A.} := P \cdot y_A = 0.101 \cdot 10^6 \cdot 0.231 = 2.333 \times 10^4$$

Парціальний тиск компонента В (носія) у газовій суміші:

$$Па \qquad p_{B.} := P \cdot (1 - y_A) = 0.101 \cdot 10^6 \cdot (1 - 0.231) = 7.767 \times 10^4$$

або:

$$Па \qquad p_{B..} := P - p_{A.} = 0.101 \cdot 10^6 - 2.333 \cdot 10^4 = 7.767 \times 10^4$$

Тиск суміші газів, згідно закону Дальтона, дорівнює сумі парціальних тисків компонентів:

Па $P := p_{A.} + p_{B.} = 2.333 \cdot 10^4 + 7.767 \cdot 10^4 = 1.01 \times 10^5$

<u>Перерахунок відносних масових часток через парціальний тиск:</u>

Відносна масова частка цільового компонента А у газовій суміші АВ:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{A.} := \frac{p_{A.} \cdot M_A}{(P - p_{A.}) \cdot M_B} = \frac{2.333 \cdot 10^4 \cdot 17.0304}{(0.101 \cdot 10^6 - 2.333 \cdot 10^4) \cdot 28.97} = 0.177$$

Відносна масова частка інертного носія В у газовій суміші АВ:

$$\frac{кг_B}{кг_A} \quad "Y"_{B.} := \frac{(P - p_{A.}) \cdot M_B}{p_{A.} \cdot M_A} = \frac{(0.101 \cdot 10^6 - 2.333 \cdot 10^4) \cdot 28.97}{2.333 \cdot 10^4 \cdot 17.0304} = 5.663$$

Тиск суміші газів за наявності парів поглинача, згідно закону Дальтона, дорівнює сумі парціальних тисків компонентів:

Па $P = p_{A.} + p_{B.} + p_{H2O}$

Парціальний тиск парів поглинача при атмосферному тиску за даної температури:

$$t_{pH2O} := (0 \quad 5 \quad 10 \quad 15 \quad 20 \quad 25 \quad 30 \quad 35 \quad 40)^T$$

$$p_{H2O} := (0.608 \quad 0.872 \quad 1.226 \quad 1.706 \quad 2.334 \quad 3.168 \quad 4.246 \quad 5.619 \quad 7.375)^T$$

$$p_{H2O}(t) := \text{linterp}(t_{pH2O}, p_{H2O}, t) \cdot 10^3$$

Па $p_{H2O.} := p_{H2O}(t) = 2.334 \times 10^3$

Відносна масова частка цільового компонента А у газовій суміші АВ:

$$\frac{кг_A}{кг_{BC}} \quad "Y"_{A..} := \frac{p_{A.} \cdot M_A}{(P - p_{A.} - p_{H2O.}) \cdot M_B} = \frac{2.333 \cdot 10^4 \cdot 17.0304}{(0.101 \cdot 10^6 - 2.333 \cdot 10^4 - 2334) \cdot 28.97} = 0.182$$

8.1.7. Контрольні запитання

1. Яка фізична суть масообмінних процесів?
2. Які існують види масообмінних процесів?
3. Яка фізична суть терміну «дифузія»?
4. Яка фізична суть процесу масопередачі та масовіддачі?

5. Які існують способи вираження концентрацій бінарних сумішей?

6. Яким чином визначаються мольні частки компонентів бінарної суміші та яка умова нормування? Яким чином визначаються відносні мольні частки компонентів бінарної суміші

7. Яким чином визначаються масові частки та масові відсотки компонентів бінарної суміші? Яка при цьому умова нормування? Яким чином визначаються відносні масові частки компонентів бінарної суміші?

8. Яким чином відбувається перерахунок масової концентрації у мольну?

9. Яким чином відбувається перерахунок мольної концентрації у масову?

10. Яким чином визначаються об’ємні масові частки компонентів бінарної суміші?

11. Яким чином визначаються об’ємні мольні частки компонентів бінарної суміші?

12. Яким чином виражаються концентрації бінарної суміші через парціальний тиск компонентів?

13. Яким чином відбувається перерахунок парціального тиску компонентів у відносні концентрації?

8.2. РОЗРАХУНОК ЧИСЛА СТУПЕНІВ ЗМІНИ КОНЦЕНТРАЦІЇ ТА МЕТОДИ ВИЗНАЧЕННЯ СЕРЕДНЬОЇ РУШІЙНОЇ СИЛИ ПРОЦЕСІВ МАСООБМІНУ

8.2.1. Правило фаз

Процес перенесення маси із газової фази до рідкої відбувається до досягнення стану рівноваги.

Кінець процесу масопередачі (теоретичний) визначається станом рівноваги, який залежить від умов проведення процесу – температури, і тиску. Умови, при яких система знаходиться в стані рівноваги, можуть змінюватись.

Для визначення умов стану рівноваги застосовується правило фаз, яке визначає кількість параметрів N, які можна змінювати довільно, не порушуючи стану рівноваги в системі:

$$K + 2 = \Phi + N$$

де K – число компонентів системи;

Φ – число фаз;

N – число ступенів свободи (число змінних параметрів, які можна змінювати без порушення стану рівноваги).

Розглянемо деякі випадки:

1. Для води при t=0.0075°C та P=6100 Па існують всі три фази, так звана потрійна точка. Для цього випадку число компонентів K = 1, число фаз Φ = 3, число ступенів свободи:

$$N = K + 2 - \Phi = 1 + 2 - 3 = 0$$

Тобто не можна змінювати жодного параметра без порушення стану рівноваги.

2. Система вода – насичена пара: K = 1; Φ = 2. Число ступенів свободи:

$$N = K + 2 - \Phi = 1 + 2 - 2 = 1$$

Одна ступінь свободи. Тобто не порушуючи стану рівноваги, можна змінювати або температуру, або тиск. Змінюючи температуру, змінюємо тиск,

зберігаючи рівновагу в системі, тобто забезпечуючи існування як рідини, так і пари.

Для води широко застосовуються залежності $P=f(t)$ і $t=f(P)$, які характеризують рівноважний стан системи і наведені в термодинамічних таблицях.

3. При масопередачі часто зустрічаються випадки, коли $K=3$ (абсорбція) – цільовий компонент і два носії в двох фазах, а також, коли $K=2$ (ректифікація) коли інертний носій відсутній. Число фаз в обох випадках $Ф=2$.

Для цих випадків:

$$N_1 = 3 + 2 – 2 = 3$$

$$N_2 = 2 + 2 – 2 = 2$$

Тобто стан рівноваги може бути збережений при $N_1 = 2$ і $N_2 = 3$ параметрів. До цих параметрів відносяться: температура t, тиск P та концентрація цільового компонента в одній із фаз y або x.

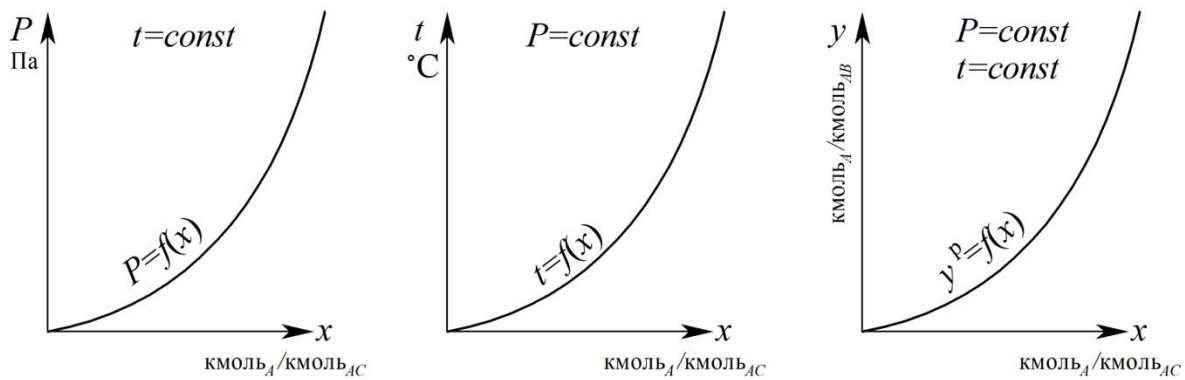
Таким чином при $P = const$ та $t = const$ зберігається рівновага, тобто кожній концентрації в одній фазі відповідає рівновага в другій:

$$y^P = f(x)$$

Зазвичай при проведенні процесів масопередачі підтримують постійним один із незалежних параметрів $(P = const)$ або $(t = const)$. Якщо $P = const$, то кожній температурі t буде відповідати цілком визначена концентрація x або y. Також кожному значенню тиску (при $t = const$) відповідає певне значення концентрації x або y.

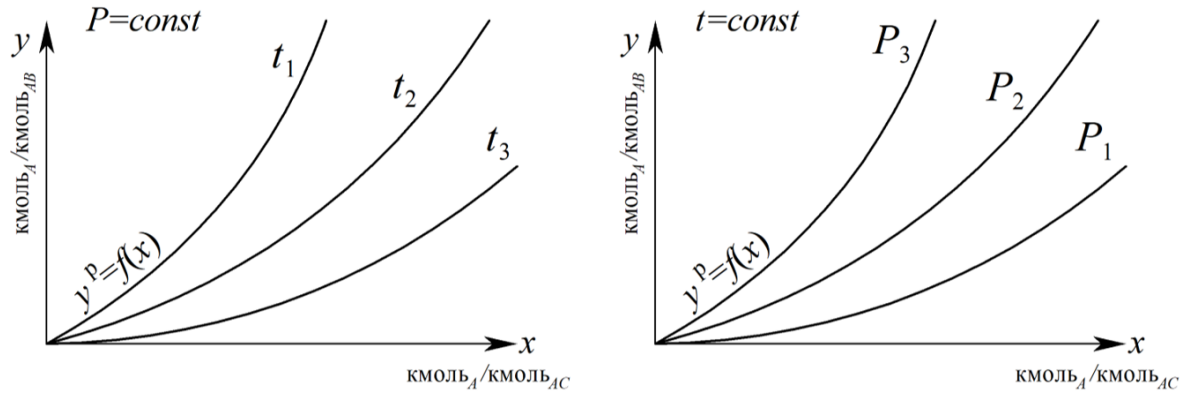
8.2.2. Криві рівноваги

Таким чином, умови існування стану рівноваги при масопередачі можна описати за допомогою залежностей тиск-концентрація: $P=f(x)$ при $t=const$; температура-концентрація: $t=f(x)$ при $P=const$ і концентрація в одній фазі – рівноважна концентрація в іншій – $y^P=f(x)$. Ці залежності можуть бути виражені за допомогою фазових діаграм, рисунок 8.2 та 8.3.



а) $P=f(x)$ при $P=const$ **б)** $t=f(x)$ при $t=const$ **в)** $y^P=f(x)$. при $P=const$ та $t=const$

Рисунок 8.2. Фазові діаграми рівноваги



а) $y^p=f(x)$ при $P=const$ та $t_1>t_2>t_3$ **б)** $y^p=f(x)$ при $t=const$ та $P_1>P_2>P_3$.

Рисунок 8.3. Залежність $y^p=f(x)$ при різних значеннях температури і тиску

Криві рівноваги являють собою геометричне місце точок, які характеризують стан рівноваги між двома фазами Тобто, кожна точка на кривій рівноваги визначає кінцевий стан системи, або з точки зору технології, кінець процесу масопередачі на даній ділянці.

Найбільш поширена залежність, яка наведена на графіках:

$$y^p = f(x)$$

по яких, знаючи концентрацію в одній фазі x та умови проведення процесу – знаходять рівноважну концентрацію і визначають час перебігу процесу, розміри та об’єм апаратів.

Відношення концентрацій у двох фазах при рівновазі називається коефіцієнтом розподілення і є тангенсом кута нахилу лінії рівноваги:

$$m = \frac{y^{\text{р}}}{x}$$

Якщо лінія рівноваги крива, то m – величина змінна.

Для конкретних випадків масопередачі побудова ліній рівноваги проводиться на підставі законів, які характеризують цю рівновагу – закону Генрі і закону Рауля.

8.2.3. Закон Генрі

Для ідеальних розчинів рівноважний стан визначається законом Генрі (до ідеальних розчинів наближаються розчини з низькою концентрацією цільового компонента, до цього випадку можна віднести абсорбцію газів, які мають низьку розчинність, або добре розчинні гази з невисокою концентрацією).

Закон Генрі характеризує залежність між розчинністю газу і його парціальним тиском.

Застосовується при абсорбції, коли із суміші газів (2 компоненти – цільовий компонент *A* і носій *B*) цільовий компонент *A* переходить до іншої фази – рідкого поглинача *C*.

Тобто: $K = 3;\ Ф = 2$. Число ступенів свободи: $N = K + 2 – Ф = 3 + 2 – 2 = 3$.

Тобто 3 параметра, які характеризують стан рівноваги системи: температура t, концентрація цільового компонента в рідині x та тиск P (парціальна пружність парів над рідиною).

При $t=const$ і $P=const$ (загальний тиск) парціальний тиск компонента розчиненого газу A – p_A пропорційний його мольній частці в розчині [кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$] – x_A.

Якщо рівноважний парціальний тиск цільового компонента *A* над рідиною:

$$p_A{}^{\text{р}} = \Psi x_A,$$

а парціальний тиск цільового компонента *A* в газовій фазі дорівнює:

$$p_A = y_A{}^{\text{р}} P$$

то в стані рівноваги виконується умова:

$$p_A = p_A{}^{\text{р}}$$

тобто:

$$y_A{}^{\text{р}}P = \Psi x_A$$

звідки рівноважна ***мольна*** частка компонента в газовій суміші [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]:

$$y_A{}^{\text{р}} = \frac{\Psi}{P} x_A$$

Позначивши $\frac{\Psi}{P} = m$ – коефіцієнт пропорційності, запишемо закон Генрі у формі:

$$y_A{}^{\text{р}} = m x_A$$

де x_A – ***мольна частка*** цільового компонента в рідкій фазі **[кмоль$_A$/кмоль$_C$]**;

m – коефіцієнт пропорційності;

Ψ – константа Генрі, яка залежить від властивостей абсорбенту (поглинача), газу та температури і визначається за виразом, Па:

$$\ln \Psi = -\frac{q}{RT} + C_\Psi,$$

де q – диференційна теплота розчинення газу [кДж/кмоль];

R – універсальна газова стала R=8.31 [кДж/(кмоль·град)];

T – абсолютна температура, T=273 [К];

C_Ψ – константа, яка залежить від природи газу і рідини.

Тобто залежність мольної концентрації цільового компонента в рідині x [кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$] і його рівноважної мольної концентрації в газі $y^{\text{р}}$ [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] є лінійною і характеризується прямою лінією з тангенсом кута нахилу tgα=m, рисунок 8.4.

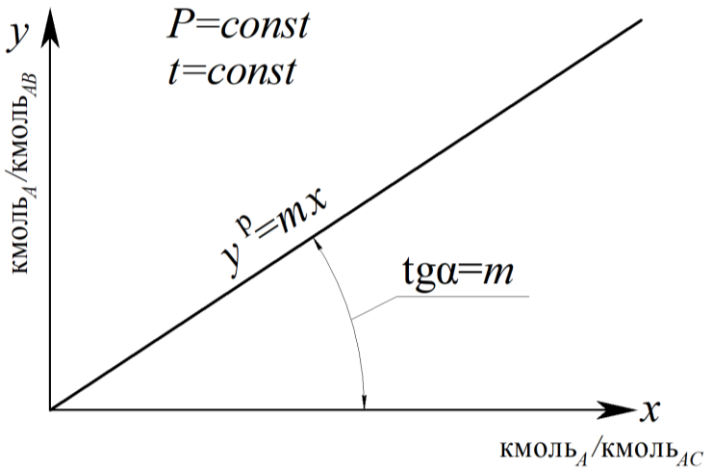


Рисунок 8.4. Залежність $y^{\text{р}}=mx$

<u>Закон Генрі для розбавлених розчинів</u>

Якщо система не підлягає закону Генрі то $m \neq \text{const}$, а лінія рівноваги – крива, яка будується за дослідними даними.

Якщо виразити концентрацію цільового компонента у відносних мольних концентраціях $\bar{y}$ [кмоль$_A$/кмоль$_B$] та $\bar{x}$ [кмоль$_A$/кмоль$_C$], то закон Генрі запишеться:

$$\frac{\bar{y}^{\text{р}}}{1+\bar{y}^{\text{р}}} = m\frac{\bar{x}}{1+\bar{x}}$$

звідки рівноважна відносна мольна частка компонента A у суміші AB [кмоль$_A$/кмоль$_B$]:

$$\bar{y}^{\text{р}} = \frac{m\bar{x}}{1+\bar{x}-m\bar{x}} = \frac{m\bar{x}}{1+(1-m)\bar{x}}$$

При незначних концентраціях газу в рідині: $(1-m)\bar{x} \approx 0$ рівняння кривої рівноваги запишеться як [кмоль$_A$/кмоль$_B$]:

$$\bar{y}^{\text{р}} = m\bar{x},$$

що є рівнянням прямої лінії.

8.2.4. Закон Рауля

Закон Рауля визначає умови стану рівноваги системи рідина–насичена пара, що має місце в процесах ректифікації та дистиляції.

Для бінарної суміші двох рідин, які містять компоненти A і B, згідно закону Рауля, визначається, як:

$$p_A = \bar{P}_A x_A, \tag{8.6}$$

де $\bar{P}_A$ – пружність насиченої пари компонента A [Па];

x_A – мольна частка компонента в рідині [кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$].

Парціальний тиск компонента в парах над рідиною дорівнює пружності насиченої пари даного компонента помноженого на його мольну частку в рідині.

Згідно закону Дальтона парціальний тиск компонента A в рідині C [Па]:

$$p_A = y^P P,$$

звідки рівноважна мольна концентрація компонента A [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]:

$$y^P = \frac{p_A}{P} \tag{8.7}$$

Враховуючи те, що $P = p_A + p_B$, то вираз (8.7) запишеться, як:

$$y^P = \frac{p_A}{p_A + p_B} \tag{8.8}$$

Виконавши підстановку в рівняння (8.8) парціальних тисків компонентів і застосувавши співвідношення (8.6) одержимо:

$$y^P = \frac{\bar{P}_A x_A}{\bar{P}_A x_A + \bar{P}_B (1 - x_A)} \tag{8.9}$$

***Примітка:** *має виконуватися умова нормування* $\boldsymbol{x_A + x_B = 1}$*

Рівняння (8.9) описує криву рівноваги для ідеальних рідких систем.

Позначивши $\bar{P}_A / \bar{P}_B = \alpha$ – відносна леткість пари чистих компонентів і розділивши почленно на $\bar{P}_B$ праву частину виразу (8.9), одержимо:

$$y^P = \frac{\alpha x_A}{\alpha x_A + (1 - x_A)}$$

***Примітка:** <u>Леткий компонент</u> – це компонент, який має найбільшу пружність пари при даній температурі в порівнянні з іншим компонентом і має найменшу температуру кипіння.*

Для ідеальних систем із будь-яким числом компонентів можливо записати рівняння:

$$y_A + y_B + y_C + \ldots + y_N = 1$$

звідки рівноважна мольна частка компонента A у суміші AB [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]:

$$y_A^P = \frac{\bar{P}_A x_A}{\bar{P}_A x_A + \bar{P}_B x_B + \bar{P}_C x_C + \ldots + \bar{P}_N x_N} = \frac{P_A}{P}$$

8.2.5. Матеріальний баланс процесів масообміну

Робоча лінія

Розглянемо схему протитечійного апарату ідеального витіснення, у якому неперервно проходить зміна робочих концентрацій по висоті, причому робочі концентрації не дорівнюють рівноважним, рисунок 8.5.

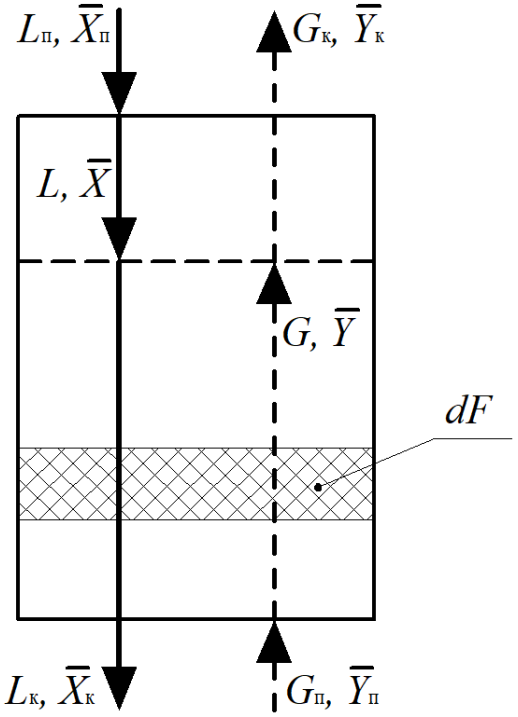


Рисунок 8.5. Схема протитечійного масообмінного апарату.

До апарату надходить рідка фаза (суміш компонентів $A+C$) із масовими витратами $L_п$ [кг$_{AC}$/с] і концентрацією цільового компонента (A) у ній $\bar{X}_п$ [кг$_A$/кг$_C$]. Витрати рідкої фази на виході з апарату позначимо $L_к$ [кг$_{AC}$/с] і концентрацією цільового компонента (A) в рідкій фазі – $\bar{X}_к$ [кг$_A$/кг$_C$].

Протитечією з низу колони подається газова фаза (суміш компонентів $A+B$) із витратами $G_п$ [кг$_{AB}$/с] та концентрацією цільового компонента (A) у ній $\bar{Y}_п$ [кг$_A$/кг$_B$]. На виході з апарату витрати газової фази позначимо через $G_к$ [кг$_{AB}$/с] та концентрацію цільового компонента – через $\bar{Y}_к$ [кг$_A$/кг$_B$].

Проведемо довільно в апараті перетин I–I та позначимо масові витрати рідкої фази L і концентрацію (відносну масову частку) $\bar{X}$ [кг$_A$/кг$_C$], витрати газової фази G і концентрацію $\bar{Y}$ [кг$_A$/кг$_B$].

Запишемо рівняння матеріального балансу за матеріальними потоками для цього ж перерізу і низу колони:

$$L + G_п = G + L_к,$$

а також рівняння по розподіленому компоненту:

$$L\bar{X} + G_п\bar{Y}_п = G\bar{Y} + L_к\bar{X}_к$$

Розв'язуючи рівняння відносно $\bar{Y}$, отримаємо рівняння робочої лінії [кг$_A$/кг$_B$]:

$$Y = \frac{L}{G}\overline{X} + \frac{G\overline{Y_п} - L\overline{X_к}}{G} = \frac{L}{G}\overline{X} + \overline{Y_п} - \frac{L}{G}\overline{X_к} \qquad (8.10)$$

Робоча лінія характеризує залежність між робочими концентраціями розподіленої речовини в фазах.

Якщо концентрації фаз мало змінюються по висоті – можна прийняти, що:

$$G_п = G \quad та \quad L_K = L,$$

тоді, позначивши $\frac{L}{G} = A$, $B = \frac{G\overline{Y_п} - L\overline{X_к}}{G}$ – отримаємо вираз робочої лінії в вигляді:

$$\bar{Y} = A\bar{X} + B$$

Тобто, робоча лінія процесу масопередачі – це пряма із тангенсом кута нахилу:

$$\text{tg}\alpha = A = \frac{L}{G}$$

З іншого боку, рівняння робочої лінії можна отримати й інакше.

Виділимо елемент поверхні в апараті dF, концентрація цільового компонента A в фазах (носіях) L (рідка) і G (газова) змінюються на $d\bar{X}$ [кг$_A$/кг$_C$] та $d\bar{Y}$ [кг$_A$/кг$_B$]. Запишемо кількість маси, яка переходить із фази G (в границях цього елементу) до фази L (знак "-" вказує на зменшення концентрації).

$$dM = G(-d\bar{Y}) = L \times d\bar{X} \Rightarrow -G \times d\bar{Y} = L \times d\bar{X} \qquad (8.11)$$

Проінтегруємо це рівняння в межах від початкової до кінцевої концентрації, покладаючи, що носії G та L в апараті постійні:

$$M = \int_{Y_п}^{Y_к} G(-d\overline{Y}) = \int_{X_п}^{X_к} Ld\overline{X}$$

$$G(\overline{Y_п} - \overline{Y_к}) = L(\overline{X_к} - \overline{X_п}) \qquad (8.12)$$

З цього рівняння матеріального балансу можна знайти питомі витрати поглинача:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{\overline{Y_п} - \overline{Y_к}}{\overline{X_к} - \overline{X_п}}$$

Рівняння (8.11) і (8.12) запис рівняння матеріального балансу масообмінних процесів в диференційній та інтегральній формах.

Інтегруючи рівняння (8.11) від низу колони до перетину *I–I*, одержимо:

$$G(\overline{Y_п} - \overline{Y}) = L(\overline{X_к} - \overline{X}),$$

$$\overline{Y} = \frac{L}{G}\overline{X} + \overline{Y_п} - \frac{L}{G}\overline{X_к} \qquad (8.13)$$

Рівняння (8.10) і (8.13) є ідентичними.

Для випадку прямотечії рівняння має вигляд:

$$\overline{Y} = -\frac{L}{G}\overline{X} + \frac{L\overline{X_П} - G\overline{Y_П}}{G}$$

Робочу лінію можна побудувати по точкам $\overline{Y}_п$ та $\overline{X}_к$ і $\overline{X}_п$ та $\overline{Y}_к$, координати яких характеризують верх і низ апарата.

Графічне зображення процесу. Напрямок процесу переносу

Графічний процес масообміну можна представити у вигляді робочої лінії *AB*, яка будується по заданим робочим концентраціям, і кривою рівноваги, яка будується або за формулою, або за дослідними даними. Робоча лінія розташовується вище лінії рівноваги, або нижче, що визначається напрямком переносу речовини із фази *G* до фази *L* (розглянутий випадок *AB*), або із фази *L* до фазу *G*, коли робоча лінія (*A'B'*) розташована нижче кривої рівноваги, рисунок 8.6.

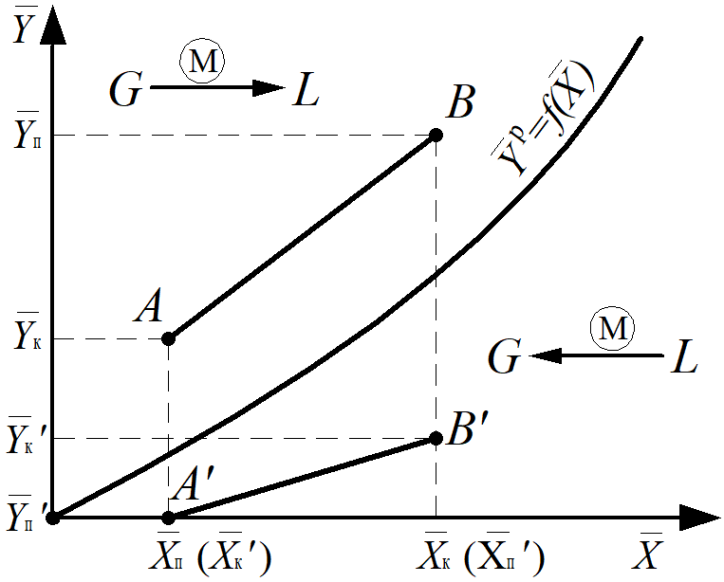


Рисунок 8.6. Графічна інтерпретація робочої лінії процесу

8.2.6. Рушійна сила масообмінних процесів

Перенос маси відбувається, коли в системі відсутній стан рівноваги. Рушійною силою процесу є різниця концентрації, що визначається ступеню відхилення системи від рівноваги.

Побудуємо робочу лінію і криву рівноваги, рисунок 8.7. Рушійна сила може бути виражена через різницю концентрацій в одній фазі (газовій *G*): $\Delta\bar{Y}_1 = \bar{Y}_1 - \bar{Y}_1^{\,p}$, рисунок 8.7 *а*, або через різницю концентрацій в другій фазі (рідкій *L*): $\Delta\bar{X}_1 = \bar{X}_1^{\,p} - \bar{X}_1$ для випадку зображеного на рисунку 8.7 *б*.

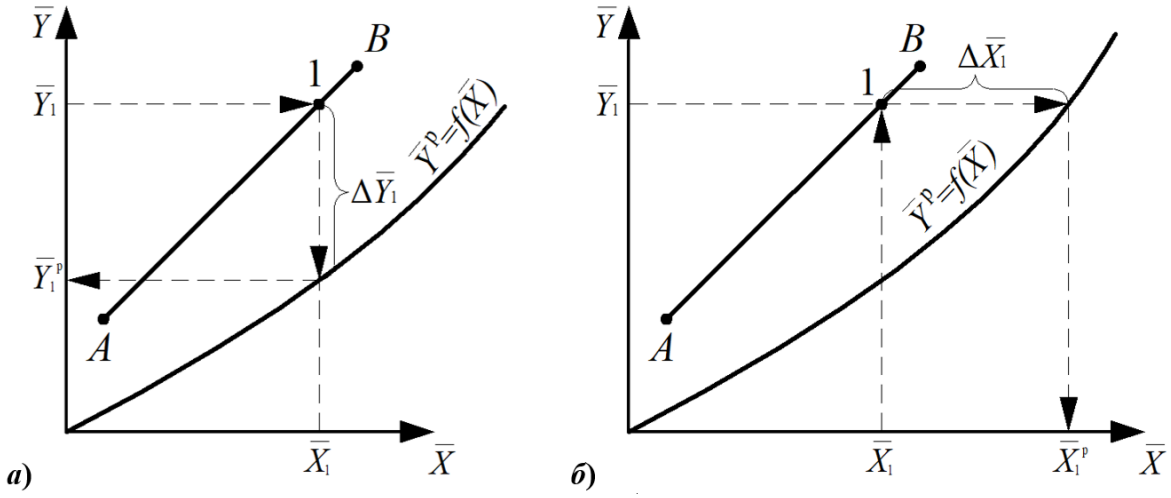


Рисунок 8.7. Визначення рушійної сили процесу

У випадку, коли лінія рівноваги крива, рисунок 8.7, рушійна сила змінюється протягом всього процесу по висоті апарату. Тому до рівняння масообміну необхідно підставити середнє значення рушійної сили $\Delta\bar{Y}_{\text{ср}}$ або $\Delta\bar{X}_{\text{ср}}$. Розрахунок величини рушійної сили залежить від характеру лінії рівноваги.

Визначення середньої рушійної сили для випадку, коли лінія рівноваги пряма

Побудуємо робочу лінію процесу та лінію рівноваги для випадку $\bar{Y}^{\text{р}} = m\bar{X}$, де m=const, рисунок 8.8.

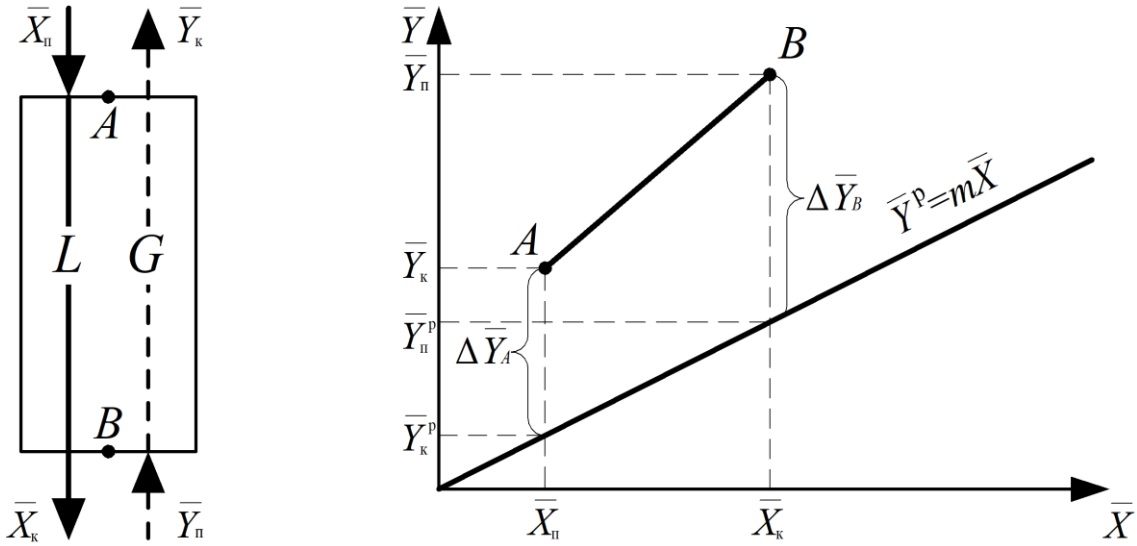


Рисунок 8.8. Робоча лінія і лінія рівноваги для випадку $\bar{Y}^{\text{р}} = m\bar{X}$

Нехай $\Delta\bar{Y}_B$ і $\Delta\bar{Y}_A$ – рушійні сили на вході на вході та виході з апарату: $\Delta\bar{Y}_B = \bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{п}}{}^{\text{р}}$ та $\bar{Y}_A = \bar{Y}_{\text{к}} - \bar{Y}_{\text{к}}{}^{\text{р}}$. Порівнюючи їх значення, визначаємо $\Delta\bar{Y}_B = \Delta\bar{Y}_{\text{більше}}$ та $\Delta\bar{Y}_A = \Delta\bar{Y}_{\text{менше}}$ Тоді, якщо $\Delta\bar{Y}_{\text{більше}}/\Delta\bar{Y}_{\text{менше}} \leq 2$, то середнє значення рушійної сили $\Delta\bar{Y}_{\text{сер}}$ розраховується, як середнє арифметичне:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{більше}} + \Delta\bar{Y}_{\text{менше}}}{2}$$

Якщо $\Delta\bar{Y}_{\text{більше}}/\Delta\bar{Y}_{\text{менше}} > 2$, то середнє значення рушійної сили $\Delta\bar{Y}_{\text{сер}}$ розраховується, як середнє логарифмічне:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{більше}} - \Delta\bar{Y}_{\text{менше}}}{\ln\frac{\Delta\bar{Y}_{\text{більше}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{менше}}}}$$

Аналогічно визначається і $\Delta\bar{X}_{\text{сер}}$.

Визначення середньої рушійної сили для випадку, коли лінія рівноваги крива

Розглянемо протитечійний апарат колонного типу, рисунок 8.9, *G=const* і *L=const*. Лінія рівноваги – крива $\bar{Y}^{\text{р}} = f(\bar{X})$, K_y=*const*. Виражаємо рушійну силу через концентрації фази *G*. У фазі *G* концентрація змінюється від $\bar{Y}_{\text{п}}$ до $\bar{Y}_{\text{к}}$ на виході.

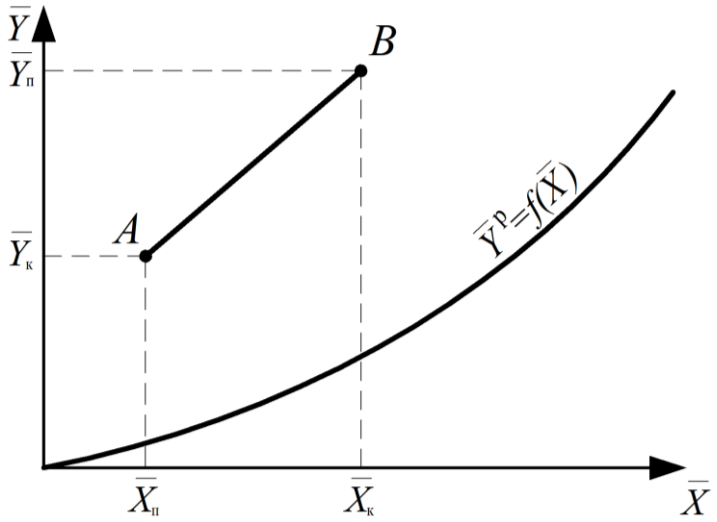


Рисунок 8.9. Робоча лінія і лінія рівноваги для випадку $Y^{\text{р}} = f(X)$

Зобразимо процес на діаграмі $\bar{Y} = f(F)$, рисунок 8.10.

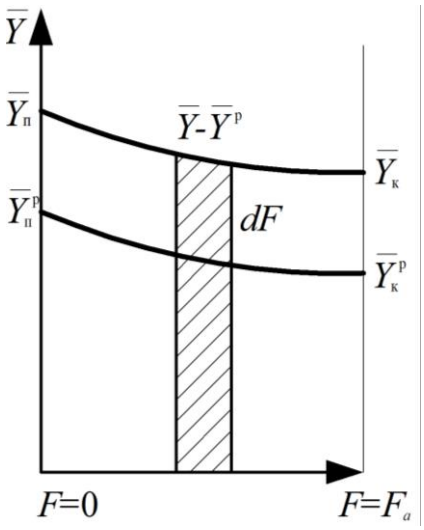


Рисунок 8.10. Зміна концентрацій за висотою апарата

Робоча лінія представлена кривою і змінюється від $\bar{Y}_п$ при $F = 0$ до $\bar{Y}_к$ при $F = F_a$. Відповідно, лінія рівноваги змінюється від $\bar{Y}_п^{р}$ при $F = 0$ до $\bar{Y}_к^{р}$ при $F = F_a$.

Виділимо елемент поверхні dF, для якого рушійна сила виразиться, як $(\bar{Y} - \bar{Y}^р)$. Запишемо рівняння матеріального балансу для цього елементу, в якому передається маса в кількості dM:

$$dM = -Gd\bar{Y}$$

Запишемо рівняння масопередачі для цього елементу:

$$dM = K_y(\bar{Y} - \bar{Y}^р)dF$$

Прирівнявши праві частини, отримаємо:

$$-Gd\bar{Y} = K_y(\bar{Y} - \bar{Y}^р)dF$$

звідки:

$$dF = -\frac{G}{K_y}\frac{d\bar{Y}}{(\bar{Y} - \bar{Y}^р)}$$

Інтегруємо ліву частину виразу від 0 до F, а праву частину від $\bar{Y}_п$ до $\bar{Y}_к$:

$$\int_0^F dF = \frac{G}{K_y} - \int_{\bar{Y}_п}^{\bar{Y}_к} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^р}$$

Поверхня контракту фаз в апараті:

$$F = \frac{G}{K_y}\int_{\bar{Y}_к}^{\bar{Y}_п} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^р}$$

З рівняння матеріального балансу для всього апарату:

$$M = G(\bar{Y}_п - \bar{Y}_к)$$

Знайдемо G і підставимо в формулу для F:

$$F = \frac{M}{K_y(\bar{Y}_п - \bar{Y}_к)}\int_{\bar{Y}_к}^{\bar{Y}_п} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^р}$$

Виразимо звідси M:

$$M = K_y F \frac{\bar{Y}_п - \bar{Y}_к}{\int_{\bar{Y}_к}^{\bar{Y}_п} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^р}} \qquad (8.14)$$

Рівняння (8.14) порівнюємо із записом основного рівняння масопередачі у виді:

$$M = K_y F \Delta\bar{Y}_{\text{сер}}$$

Таким чином, середнє значення рушійної сили можна подати, як:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}}{\int_{\bar{Y}_{\text{к}}}^{\bar{Y}_{\text{п}}} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^{\text{р}}}} \quad \text{або:} \quad \Delta\bar{X}_{\text{сер}} = \frac{\bar{X}_{\text{к}} - \bar{X}_{\text{п}}}{\int_{\bar{X}_{\text{п}}}^{\bar{X}_{\text{к}}} \frac{d\bar{X}}{\bar{X}^{\text{р}} - \bar{X}}}$$

Вплив перемішування на середню рушійну силу

Вивід $\Delta\bar{Y}_{\text{сер}}$ ґрунтується на аналізі апаратів з ідеальним витісненням. При роботі в апаратах ідеального змішування, які працюють в такому режимі, концентрація в фазах по висоті апарата миттєво вирівнюється і $\Delta\bar{Y}_{\text{сер}}$ різко знижується. В реальних апаратах турбулентна дифузія приводить до перемішування за рахунок виносу крапель знижує $\Delta\bar{Y}_{\text{сер}}$. Аналогічно діє і молекулярна дифузія. Отже, апарати працюють у проміжному режимі.

Зворотне перемішування впливає на ефективність масообміну, знижуючи і кількість перенесеної маси. Вплив зворотного перемішування враховується емпіричним співвідношенням.

8.2.7. Методика розрахунку числа ступенів зміни концентрації, лінії рівноваги та визначення середньої рушійної сили процесу масообміну.

Основні задачі:

– На основі закону Генрі побудувати криві рівноваги для різних значень температури та тиску при абсорбції;

– З’ясувати поняття робочої лінії процесу при абсорбції та набути навиків побудови робочої лінії процесу абсорбції;

– Освоїти методику визначення рушійної сили процесу при абсорбції у рідкій та газовій фазах;

– Освоїти методику визначення середньої рушійної сили процесу для випадку, коли лінія рівноваги пряма.

Вихідні дані до розрахунку:

Вихідні дані до розрахунку:

Масові витрати інертного газу, кг$_B$/с: G;

Масові витрати поглинача цільового компонент, кг$_C$/с: L;

Робочий тиск, Па P_a;

Робоча температура, °С t;

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на вході до колони, кг$_A$/кг$_{AB}$ $Y_п$;

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на виході з колони, кг$_A$/кг$_{AB}$ $Y_к$;

Масова частка цільового компонента у рідкій фазі на вході до колони, кг$_A$/кг$_{AC}$ $X_п$.

Позначення:

– цільовий компонент – A;

– інертний носій цільового компонента у фазі G (*повітря*) – B;

– рідкий поглинач (сорбент) цільового компонента у фазі L (*вода*) – C.

Вихідні дані до розрахунку наведено у таблиці Д.8.1.2 додатку 8.1. Розрахункову схему наведено на рисунку 8.8.

Визначення робочих концентрацій та побудова робочої лінії процесу.

Виражаємо концентрації цільового компонента у рідкій та газовій фазах у відносних масових частках:

У газовій фазі (G), кг$_A$/кг$_B$:

- початкова: $$\bar{Y}_п = \frac{Y_п}{1 - Y_п}$$

- кінцева: $$\bar{Y}_к = \frac{Y_к}{1 - Y_к}$$

У рідкій фазі (L) початкова відносна масова частка компонента A, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_п = \frac{X_п}{1 - X_п}$$

Із рівняння матеріального балансу:

$$G(\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}) = L(\bar{X}_{\text{к}} - \bar{X}_{\text{п}}),$$

визначається відносна масова частка цільового компонента *A* у рідкій фазі (*L*) на виході з апарата, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{к}} = \frac{G(\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}})}{L} + \bar{X}_{\text{п}}.$$

Визначення рівноважних концентрацій та побудова рівноважної лінії процесу.

За законом Генрі рівноважний стан описується як:

$$y^{\text{р}} = \frac{\Psi}{P_a} x = mx \qquad (8.15)$$

де $y^{\text{р}}$ – рівноважна мольна концентрація цільового компонента у газовій фазі *G*, кмоль$_{\text{A}}$/кмоль$_{\text{A+B}}$; Ψ – константа Генрі, Па (значення константи Генрі для водних розчинів деяких газів наведено у таблицях Д.8.2.4 та Д.8.2.5 Додатку Д.8.2); *x* – мольна концентрація цільового компонента у рідкій фазі *L*, кмоль$_A$/кмоль$_{AC}$.

З рівняння (8.15) коефіцієнт розподілення визначається як:

$$m = \frac{\Psi}{P_a}$$

Якщо виразити концентрацію через відносні масові концентрації цільового компонента у газовій фазі $\bar{Y}^{\text{р}}$ [кг$_A$/кг$_B$] та у рідкій – $\bar{X}$ [кг$_A$/кг$_C$]:

$$y^{\text{р}} = \frac{\bar{Y}^{\text{р}} M_B}{\bar{Y}^{\text{р}} M_B + M_A} \quad \text{та} \quad x = \frac{\bar{X} M_C}{\bar{X} M_C + M_A}$$

тоді закон Генрі запишеться як:

$$\bar{Y}^{\text{р}} = \frac{\bar{X} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}(1-m) + \frac{M_A}{M_C}} \quad \text{або} \quad \bar{X} = \frac{\bar{Y}^{\text{р}} \frac{M_A}{M_C}}{\bar{Y}^{\text{р}}(m-1) + m\frac{M_A}{M_B}} \qquad (8.16)$$

де M_A, M_B та M_C – молекулярні маси компонентів *A*, *B* та *C* відповідно, кг/кмоль. Молекулярна маса M_A, M_B та M_C обчислюється як арифметична сума атомних мас

усіх елементів, що входять до складу конкретного компонента. Значення атомних мас деяких елементів наведено у таблиці Д.8.2.1.

Для прикладу, молекулярна маса води (H_2O) становить, кг$_C$/кмоль$_C$:

$$M_C = 1.008 \cdot 2 + 15.999 = 18.015.$$

Молекулярна маса повітря (газового інертного носія *B*):

$$M_B = 28.96 \text{ кг}_B/\text{кмоль}_B$$

Визначення середньої рушійної сили процесу

Для визначення середньої рушійної сили необхідно визначити умови рівноважного стану.

Рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі *G* за законом Генрі визначається за рівнянням (8.16).

– початкова рівноважна відносна масова частка у газовій фазі *G*, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{п}}^{\text{р}} = \frac{\bar{X}_{\text{к}} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_{\text{к}}(1-m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

– кінцева рівноважна відносна масова частка у газовій фазі *G*, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{к}}^{\text{р}} = \frac{\bar{X}_{\text{п}} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_{\text{п}}(1-m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

Для зручності побудови робочої та рівноважної ліній процесу на діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$, рисунок 8.8, рекомендовано записувати одержані значення відносних масових часток цільового компонента *A* у газовій *G* та рідкій *L* фазах відповідно до точок *A* та *B* робочого процесу, рисунок 8.11, у вигляді таблиці.

Дані, необхідні для побудови робочої та рівноважної ліній процесу

Фаза	Відносна масова частка компонента А	Точка *A*	Точка *B*
рідка (*L*)	робоча	$\bar{X}_{\text{п}}$	$\bar{X}_{\text{к}}$
газова (*G*)	робоча	$\bar{Y}_{\text{к}}$	$\bar{Y}_{\text{п}}$
	рівноважна	$\bar{Y}_{\text{к}}^{\text{р}}$	$\bar{Y}_{\text{п}}^{\text{р}}$

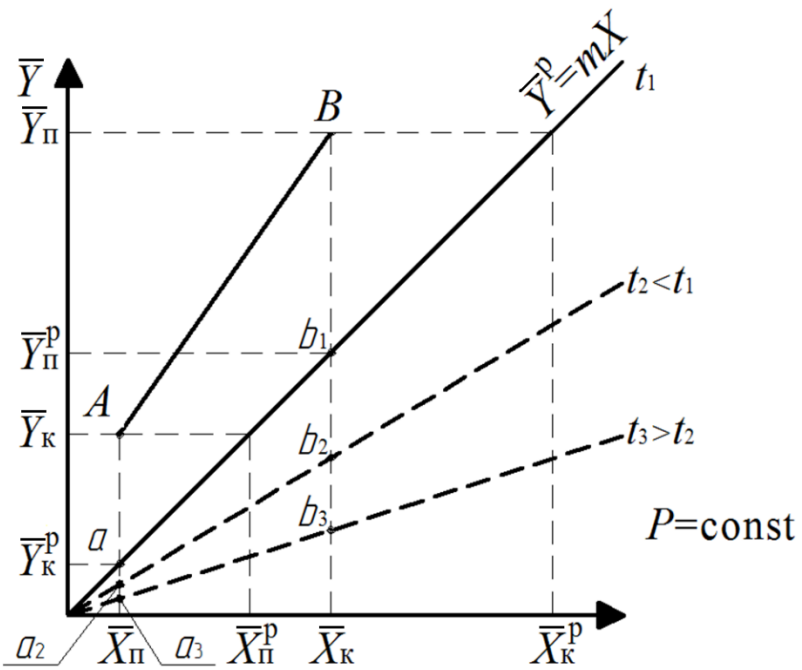


Рисунок 8.11. Схема до графічного визначення рушійної сили для випадку $Y^р=m\cdot X$

– Рушійна сила по газовій фазі G у точці A, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{т.A} = \bar{Y}_к - \bar{Y}_к^{\,р}$$

– Рушійна сила по газовій фазі G у точці B, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{т.B} = \bar{Y}_п - \bar{Y}_п^{\,р}$$

Для визначення середньої рушійної сили процесу масообміну одержані значення рушійної сили в т. А та т.В порівнюються між собою, визначається більше ($\Delta\bar{Y}_б$) та менше ($\Delta\bar{Y}_м$) значення:

$$\Delta\bar{Y}_б = \max\{\Delta\bar{Y}_{т.A}; \Delta\bar{Y}_{т.B}\}$$

$$\Delta\bar{Y}_м = \min\{\Delta\bar{Y}_{т.A}; \Delta\bar{Y}_{т.B}\}$$

Якщо $\Delta\bar{Y}_б/\Delta\bar{Y}_м \leq 2$, тоді середня рушійна сила процесу масообміну визначається як їх середнє арифметичне значення, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{сер} = \frac{\Delta\bar{Y}_б + \Delta\bar{Y}_м}{2}$$

Якщо $\Delta\bar{Y}_б/\Delta\bar{Y}_м > 2$, тоді середня рушійна сила процесу масообміну визначається як їх середнє логарифмічне значення, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{сер} = \frac{\Delta\bar{Y}_б - \Delta\bar{Y}_м}{\ln\left(\frac{\Delta\bar{Y}_б}{\Delta\bar{Y}_м}\right)}$$

8.2.8. Приклад програмного розрахунку матеріального балансу та визначення середньої рушійної сили для випадку, коли лінія рівноваги пряма в *Mathcad*.

1. *Вихідні дані:*

Позначення індексів:

A - цільовий компонент
B - носій цільового компонента у газовій фазі
C - поглинач цільового компонента у рідкій фазі
G - газова фаза
L - рідка фаза
п - початок процесу
к - кінець процесу

Масові витрати інертного газу (газового носія цільового компонента):

$\frac{кг_B}{c}$ $G := 2.052$

Масові витрати абсорбенту або рідкого поглинача цільового компоненту (води):

$\frac{кг_C}{c}$ $L := 2.099$

Робочий тиск:

Па $P_a := 0.1 \cdot 10^6$

Температура поглинача:

°C $t := 16$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на початку процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AB}}$ $Y_п := 0.2$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі вкінці процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AB}}$ $Y_к := 0.09$

Масова частка цільового компонента у рідкій фазі на початку процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AC}}$ $X_п := 10^{-8}$

Цільові компоненти: $CO2 := 1$
$H2S := 2$
$NH3 := 3$
$SO2 := 4$
$HCl := 5$

Визначення робочих концентрацій

2. Відносні масові частки цільового компонента А:

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента А у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_п := \frac{Y_п}{(1 - Y_п)} = \frac{0.2}{1 - 0.2} = 0.25$$

Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента А у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_к := \frac{Y_к}{(1 - Y_к)} = \frac{0.09}{1 - 0.09} = 0.099$$

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента А у рідкій фазі L:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_п := \frac{X_п}{(1 - X_п)} = \frac{10^{-8}}{1 - 10^{-8}} = 1 \times 10^{-8}$$

3. Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента А у рідкій фазі L із рівняння матеріального балансу:

$$G \cdot ("Y"_п - "Y"_к) = L \cdot ("X"_к - "X"_п)$$

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_к := \frac{G \cdot ("Y"_п - "Y"_к)}{L} + "X"_п = \frac{2.052 \cdot (0.25 - 0.0989010989010989)}{2.099} + 10^{-8} = 0.148$$

Визначення рівноважного стану (при вираженні концентрацій через відносні масові частки):

4. Константа Генрі для заданого цільового компонента:

$$Па \quad \Psi_{CO2} := 147370 \cdot e^{0.0218 \cdot t} = 2.089 \times 10^5$$

$$Па \quad \Psi_{H2S} := 222100 \cdot e^{0.0196 \cdot t} = 3.039 \times 10^5$$

$$Па \quad \psi_{NH3} := 122910 \cdot e^{0.0184 \cdot t} = 1.65 \times 10^5$$

$$Па \quad \Psi_{SO2} := 101070 \cdot e^{0.018 \cdot t} = 1.348 \times 10^5$$

$$Па \quad \Psi_{HCl} := 51.9729 \cdot t^2 + 15141.23 \cdot t + 25881.07 = 2.814 \times 10^5$$

$$Па \quad \Psi := \begin{cases} \Psi_{CO2} & \text{if } A_{.} = CO2 \\ \Psi_{H2S} & \text{if } A_{.} = H2S \\ \psi_{NH3} & \text{if } A_{.} = NH3 \\ \Psi_{SO2} & \text{if } A_{.} = SO2 \\ \Psi_{HCl} & \text{if } A_{.} = HCl \end{cases} = 2.089 \times 10^5$$

Для проведення подальших розрахунків прийнято, що при поглинанні цільового компонента водою теплота не виділяється (ізотермічна абсорбція)

5. Коефіцієнт розподілення:

$$m := \frac{\Psi}{P_a} \text{ explicit, ALL } \rightarrow \frac{208877.18156656303}{0.1 \cdot 10^6} = 2.089$$

6. Молекулярна маса цільового компонента та його носіїв:

Молекулярна маса хімічних елементів:

$$\frac{кг}{кмоль} \quad C := 12.0107 \quad O := 15.9994 \quad H := 1.0079 \quad S := 32.066 \quad N := 14.0067 \quad Cl := 35.4527$$

Молекулярна маса цільового компонента (CO2):

$$\frac{кг_A}{кмоль_A} \quad M_A := \begin{cases} C + O \cdot 2 & \text{if } A = CO2 \\ H \cdot 2 + S & \text{if } A = H2S \\ N + H \cdot 3 & \text{if } A = NH3 \\ S + O \cdot 2 & \text{if } A = SO2 \\ H + Cl & \text{if } A = HCl \end{cases} = 12.0107 + 15.9994 \cdot 2 = 44.01$$

Молекулярна маса носія цільового компонента у газовій фазі (повітря)

$$\frac{кг_B}{кмоль_B} \quad M_B := 28.97$$

Молекулярна маса поглинача цільового компонента у рідкій фазі (води):

$$\frac{кг_C}{кмоль_C} \quad M_{H2O} := H \cdot 2 + O = 18.015$$

$$M_C := M_{H2O} = 18.015$$

Визначення рівноважного стану (при вираженні через відносні масові частки):

7. Початкова рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.рівноважна} := \frac{"X"_к \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_к \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = 0.205$$

8. Кінцева рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.рівноважна} := \frac{"X"_п \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_п \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = 1.299 \times 10^{-8}$$

Визначення середньої рушійної сили процесу

9. Графічна побудова лінії рівноваги та робочої лінії процесу

Графічна побудова робочої лінії процесу

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі - повітрі (знайдена на початку розрахунку): $\frac{кг_A}{кг_B}$ $"Y"_п = 0.25$ при $"X"_к = 0.148$ $\frac{кг_A}{кг_C}$

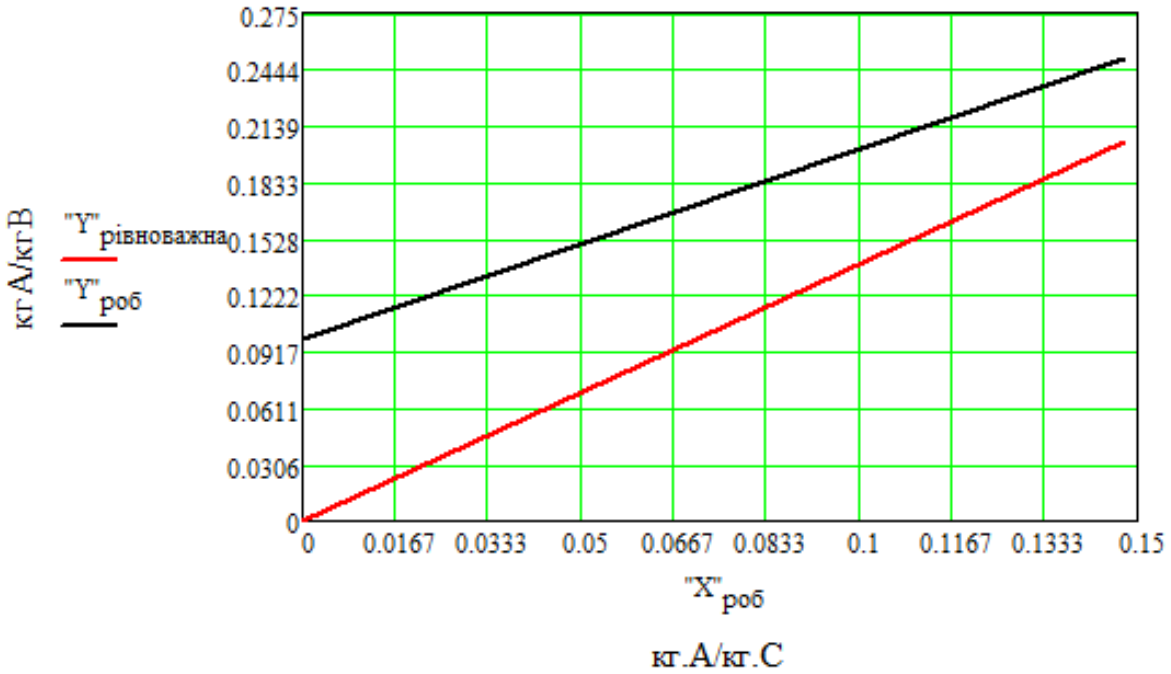
Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі - повітрі (знайдена на початку розрахунку): $\frac{кг_A}{кг_B}$ $"Y"_к = 0.099$ при $"X"_п = 1 \times 10^{-8}$ $\frac{кг_A}{кг_C}$

Робоча лінія будується по точках:

Точка А:

Точка В:

$$"X"_{роб} := \begin{pmatrix} "X"_п \\ "X"_к \end{pmatrix} \quad "Y"_{роб} := \begin{pmatrix} "Y"_к \\ "Y"_п \end{pmatrix} \quad "Y"_{рівноважна} := \begin{pmatrix} "Y"_{к.рівноважна} \\ "Y"_{п.рівноважна} \end{pmatrix}$$



10. Рушійна сила процесу в точці А:

$\frac{кг_A}{кг_B}$ $\Delta Y_{т.A} := "Y"_к - "Y"_{к.рівноважна} = 0.0989010989010989 - 1.2989175761577399E-08 = 0.099$

11. Рушійна сила процесу в точці В:

$\frac{кг_A}{кг_B}$ $\Delta Y_{т.B} := "Y"_п - "Y"_{п.рівноважна} = 0.25 - 0.20539230934753333 = 0.045$

12. Приймаємо більше та менше значення рушійної сили по газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{менше} := \min\left(\Delta Y_{т.A}, \Delta Y_{т.B}\right) = 0.045$$

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{більше} := \max\left(\Delta Y_{т.A}, \Delta Y_{т.B}\right) = 0.099$$

$$\frac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}} = 2.217$$

13. Середня рушійна сила процесу:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{сер} := \begin{cases} \dfrac{\Delta Y_{більше} + \Delta Y_{менше}}{2} & \text{if } \dfrac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}} \le 2 \\ \dfrac{\Delta Y_{більше} - \Delta Y_{менше}}{\ln\left(\dfrac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}}\right)} & \text{otherwise} \end{cases} = 0.068$$

8.2.9. Контрольні запитання

1. У чому полягає правило фаз?
2. Що є рівновагою при масопередачі? Пояснити рівновагу масопередачі на фазових діаграмах рівноваги.
3. Що впливає на положення лінії рівноваги на фазових діаграмах рівноваги при постійному тиску та при постійній температурі?
4. У чому полягає фізична суть закону Генрі?
5. У чому полягає закон Генрі для розбавлених розчинів?
6. У чому полягає фізична суть закону Рауля?
7. Яким чином складається матеріальний баланс масопередачі на прикладі протитечійного масообмінного апарату?
8. Що характеризують питомі витрати поглинача та яким чином їх визначають?
9. Який принцип побудови робочої лінії процесу при прямотечії та протитечії?
10. Яким чином за положенням робочої лінії процесу масообміну відносно лінії рівноваги визначається напрямок переносу речовини?

11. Що є рушійною силою процесу масопередачі?

12. Яким чином можна аналітично та графічно визначити значення рушійної сили масопередачі?

13. Як визначається значення середньої рушійної сили процесу масопередачі для випадку, коли лінія рівноваги пряма?

14. Як визначається значення середньої рушійної сили процесу масопередачі для випадку, коли лінія рівноваги крива?

15. Як впливає перемішування на величину середньої рушійної сили при масопередачі?

16. Як впливає зміна температури та тиску на значення середньої рушійної сили процесів масопередачі?

8.3. РОЗРАХУНОК ЧИСЛА ОДИНИЦЬ ПЕРЕНОСУ (ЧОП) ТА ВИСОТИ ОДИНИЦЬ ПЕРЕНОСУ (ВОП)

8.3.1. Перетворення основного рівняння масопередачі для насадкових апаратів

У випадку насадкових апаратів поверхнею контакту фаз є поверхня змоченої насадки. У цих випадках проведемо перетворення основного рівняння масопередачі:

$$M=K_y F \Delta \bar{Y}_{\text{сер}}. \tag{8.17}$$

Кожен тип насадки характеризується питомою поверхнею контакту фаз, тобто поверхнею, яку має 1 м^3 насадки σ [м^2/м^3].

Якщо в колоні діаметром D із площею перетину $f=\pi D^2/4$ розміщена насадка висотою H, то об'єм насадки [м^3]:

$$V = H \cdot f \tag{8.18}$$

а поверхня контакту фаз у колоні, рисунок 8.12:

$$F=V\,\sigma \tag{8.19}$$

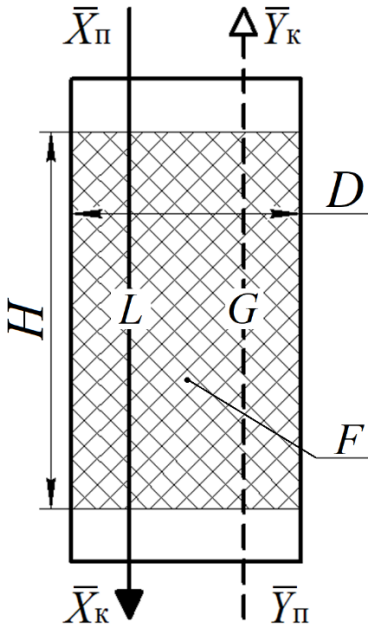


Рисунок 8.12. Схема насадкового апарату

З урахуванням рівнянь (8.18) та (8.19) поверхню контакту фаз можна виразити, як:

$$F = \sigma f H \tag{8.20}$$

З рівняння (8.20) відки висота насадки визначиться, як:

$$H = \frac{F}{\sigma f} \tag{8.21}$$

Замість F підставимо до рівняння (8.21) його значення із основного рівняння масопередачі:

$$M = K_y F \Delta \overline{Y_{\text{сер}}}$$

$$F = \frac{M}{K_y \Delta \overline{Y_{\text{сер}}}}$$

$$H = \frac{M}{K_y \sigma \ f \ \Delta \overline{Y_{\text{сер}}}} \tag{8.22}$$

З рівняння матеріального балансу (8.12) знайдемо M і підставимо до рівняння (8.22):

$$M = G(\overline{Y_{\text{п}}} - \overline{Y_{\text{к}}})$$

$$H = \frac{G}{K_y \sigma f} \frac{\overline{Y_{\text{п}}} - \overline{Y_{\text{к}}}}{\Delta \overline{Y_{\text{сер}}}} \tag{8.23}$$

У загальному випадку середня рушійна сила процесу:

$$\Delta \overline{Y_{\text{сер}}} = \frac{\overline{Y_{\text{п}}} - \overline{Y_{\text{к}}}}{\int_{\overline{Y_{\text{к}}}}^{\overline{Y_{\text{п}}}} \frac{d\overline{Y}}{\overline{Y} - \overline{Y}^{P}}} \tag{8.24}$$

Підставляємо в (8.24) рівняння (8.23), і одержуємо вираз для висоти насадки:

$$H = \frac{G}{K_y \sigma f} \frac{(\overline{Y_{\text{п}}} - \overline{Y_{\text{к}}})}{(\overline{Y_{\text{п}}} - \overline{Y_{\text{к}}}) \Big/ \int_{\overline{Y_{\text{к}}}}^{\overline{Y_{\text{п}}}} \frac{d\overline{Y}}{\overline{Y} - \overline{Y}^{P}}}$$

Після перетворень одержимо:

$$H = \frac{G}{K_y \sigma f} \int_{\overline{Y}_к}^{\overline{Y}_п} \frac{d\overline{Y}}{\overline{Y} - \overline{Y}^P} \qquad (8.25)$$

Позначимо другий співмножник (8.25), як число одиниць переносу (ЧОП):

$$m_y = \int_{\overline{Y}_к}^{\overline{Y}_п} \frac{d\overline{Y}}{\overline{Y} - \overline{Y}^P} = \frac{\overline{Y}_п - \overline{Y}_к}{\Delta \overline{Y}_{сер}},$$

а перший співмножник як висоту одиниці переносу (ВОП)

$$h_y = \frac{G}{K_y \sigma f}$$

<u>Фізичний зміст ЧОП:</u> Число одиниць переносу показує на яку величину (на скільки одиниць) змінить концентрацію одиниця рушійної сили.

Висота одиниць переносу – це висота апарату, еквівалентна одиниці переносу – h_y

Таким чином, висота насадки визначається:

$$H = h_y m_y$$

або аналогічно:

$$H = h_x m_x,$$

де $h_x = \dfrac{L}{K_x \sigma f}$ і $m_x = \dfrac{\overline{X}_к - \overline{X}_п}{\Delta \overline{X}_{сер}}$

8.3.2. Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) для випадку, коли лінія рівноваги пряма

На діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$ виконаємо графічну побудову, рисунок 8.13.

1. Побудуємо робочу лінію процесу $\overline{AB}$ та лінію рівноваги $\bar{Y}^р=f(\bar{X})$ за методикою, наведеною в п. 8.2.

2. Проведем лінію $\overline{MN}$, яка ділить навпіл відрізки $\overline{Aa}$ і $\overline{Bb}$, що являють собою рушійну силу ($\bar{Y}$-$\bar{Y}^р$) на кінцях апарату ($\overline{Aa} = \Delta\bar{Y}_{т.A}$; $\overline{Bb} = \Delta\bar{Y}_{т.B}$).

3. Із точки *A* проводимо горизонтальний промінь до перетину з лінією $\overline{MN}$ у точці *C*. Із точки *C* відкладаємо відрізок $\overline{CD} = \overline{AC}$, тобто $\overline{AD} = 2\overline{AC}$.

4. Із точки D проводимо перпендикуляр до його перетину з робочою лінією в точці F (відрізок $\overline{DF}$).

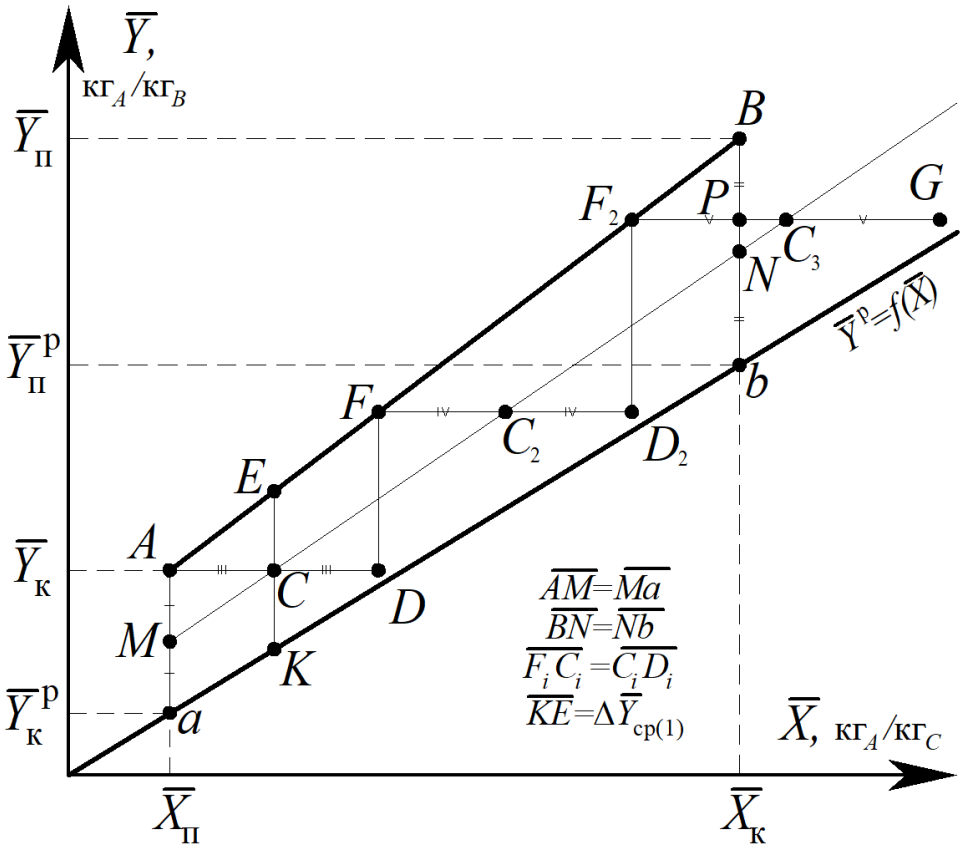


Рисунок 8.13. Визначення ЧОП для випадку, коли лінія рівноваги пряма.

5. Через точку C проводим вертикаль до її перетину з робочою лінією та з лінією рівноваги в точках E і K відповідно. Відрізок $\overline{EK}$ являє собою середню рушійну силу ($\bar{Y}$-$\bar{Y}^р$) для елементу апарата, який характеризується робочою лінією $\overline{AF}$.

У цьому елементі (трикутник ΔAFD) відрізок $\overline{FD}$ характеризує зміну робочих концентрацій у фазі G, а відрізок $\overline{AD}$ – у фазі L.

Із побудови відрізок $\overline{EC} = \overline{CK}$.

Із подібності трикутників ΔAEC і ΔAFD випливає, що:

$$\frac{\overline{AC}}{\overline{AD}} = \frac{\overline{EC}}{\overline{FD}}$$

$$\overline{FD} = \frac{\overline{AD} \cdot \overline{EC}}{\overline{AC}} = \frac{2\overline{AC} \cdot \overline{EC}}{\overline{AC}} = 2\overline{EC} = \overline{EK}$$

Тобто сторона трикутника (сходинка) $\overline{\boldsymbol{FD}}$, що характеризує зміну концентрацій, являє собою середню рушійну силу ($\bar{Y}$-$\bar{Y}^{\text{Р}}$) для елементу апарата, який характеризується робочою лінією $\overline{AF}$.

Відрізок $\overline{AF}$ (ділянка робочої лінії) характеризує зміну робочих концентрацій в елементі апарата, рисунок 8.14.

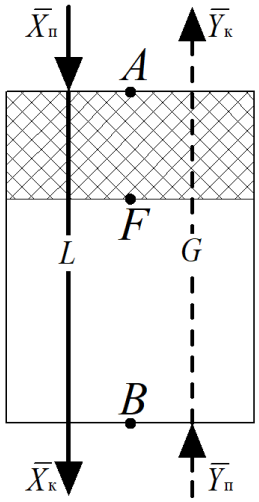


Рисунок 8.14. Побудова робочої лінії $\overline{AF}$ на моделі апарата

Отже трикутник ΔAFD являє собою одиницю переносу.

Продовжуючи побудову, рисунок 8.13, знайдемо кількість сходинок, яка дорівнює ЧОП – m_y. Якщо сходинка буде неповною, то береться відповідне співвідношення $\overline{FP}/\overline{FG}$:

$$m_y = m_{y\ \text{цілих}} + \frac{\overline{FP}}{\overline{FG}}$$

де $m_{y\ \text{цілих}}$ – кількість повних сходинок (трикутників) за результатами графічної побудови.

8.3.3. Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) для випадку, коли лінія рівноваги крива

У загальному випадку, коли ЧОП визначається за виразом:

$$m_y = \int_{\bar{Y}_{\text{к}}}^{\bar{Y}_{\text{п}}} \frac{d\bar{Y}}{\bar{Y} - \bar{Y}^P}$$

кількість одиниць переносу (ЧОП) і знаходиться методом графічного інтегрування, для чого побудуємо криву залежності $1/(\bar{Y}-\bar{Y}^{\text{р}})=f(\bar{Y})$, рисунок 8.15.

Задаючись рядом значень $\bar{Y}$ (через окремі інтервали), знаходимо по графіку відповідні значення $\bar{Y}-\bar{Y}^{\text{р}}$ і визначаємо $1/(\bar{Y}-\bar{Y}^{\text{р}})$. Для цього в координатах $\bar{Y}-\bar{X}$ будуємо робочу лінію і криву рівноваги, рисунок 8.16.

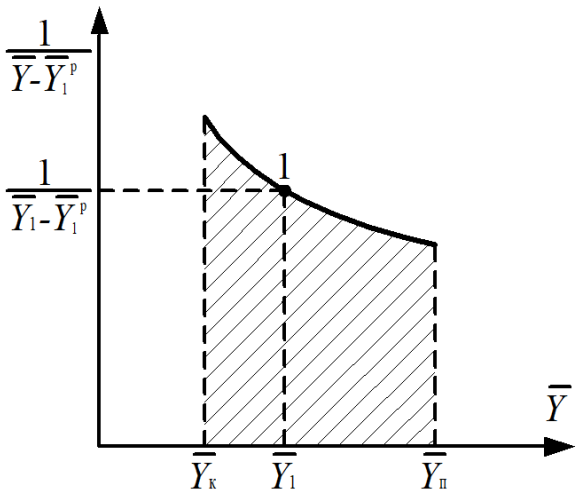


Рисунок 8.15. Визначення ЧОП, коли лінія рівноваги крива

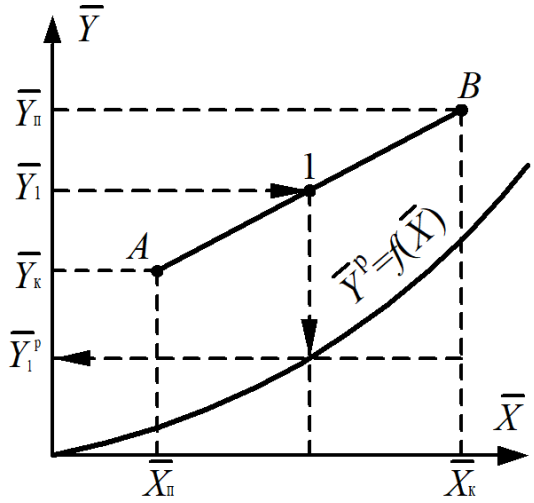


Рисунок 8.16. Визначення значень $\bar{Y}_i-\bar{Y}_i^{\text{р}}$

Знаходимо площу під кривою, обмежену ординатами $\bar{Y}_{\text{п}}$ і $\bar{Y}_{\text{к}}$ і віссю абсцис. Значення площі F, помножене на масштаб діаграми "М" дає число одиниць переносу.

Аналогічно можна знайти ЧОП, виходячи із концентрацій в іншій фазі.

8.3.4. Визначення висоти одиниці перенесення

Висота одиниці переносу (ВОП) – $h_y = G/K_y\sigma f$ обернено пропорційна коефіцієнту масопередачі. Чим вища інтенсивність процесу, тим менше ВОП.

Для розрахунку ВОП необхідно знайти K_y і K_x.

Величина ВОП може знаходитися експериментально, або розраховуватись за формулами, аналогічними розрахунку коефіцієнтів масопередачі або масовіддачі.

При визначенні висоти, або об'єму апарата можна використовувати будь-яку із кінетичних величин: коефіцієнт масопередачі K, об'ємний коефіцієнт масопередачі K_V, висоту одиниці переносу h_y або h_x.

По аналогії з коефіцієнтом масопередачі, який виражається через коефіцієнти масопередачі в фазах G і L, можна виразити загальну висоту одиниці переносу в фазах G і L як h_y і h_x, відповідно:

$$h_{\text{заг}} = h_y + \frac{mG}{L} h_x$$

або:

$$h_{\text{заг}} = h_x + \frac{L}{mG} h_y$$

Безрозмірний параметр mG/L – відношення тангенса кута нахилу лінії рівноваги m до тангенсу кута нахилу робочої лінії L/G, рисунок 8.17, і називається фактором масопередачі (фактором дифузійного потенціалу). Тут значення G і L зазвичай задаються, а m – визначається по кривій рівноваги:

$$\text{tg}\alpha = m = \frac{d\overline{Y}}{d\overline{X}}$$

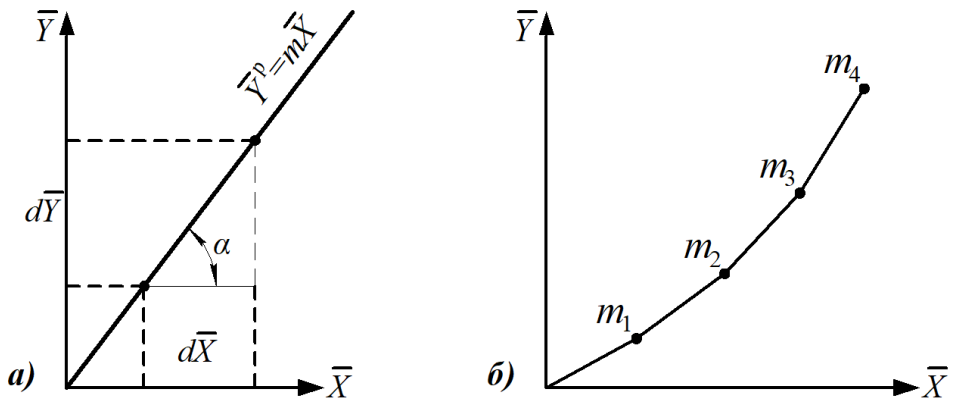


Рисунок 8.17. До визначення параметра m у випадку:

а) коли лінія рівноваги пряма; *б)* коли лінія рівноваги крива

У цьому випадку, коли лінія рівноваги крива, проводять її розділення на декілька прямих відрізків (в нашому випадку $n=4$) у межах робочих концентрацій і знаходять значення m на кожному відрізку (m_1, m_2, m_3, m_4). Тоді середнє значення буде:

$$\bar{m} = \frac{m_1 + m_2 + m_3 + m_4 + ... + m_n}{n}$$

У загальному випадку m можна знайти диференціюванням кривої рівноваги (наприклад, продиференціювати *рівняння Рауля*).

8.3.5. Методика розрахунку числа одиниць переносу (ЧОП) та висоти одиниць переносу (ВОП) для випадку, коли лінія рівноваги пряма.

Основні задачі:

– Для процесу абсорбції цільового компонента *A* водою *C* із суміші з повітрям *B* визначити для насадкових апаратів число одиниць переносу (ЧОП) аналітичним та графічним методами;

– Проаналізувати результати аналітичного та графічного розрахунку, а також сформулювати пропозиції щодо зменшення ЧОП і ВОП та підтвердити це розрахунками.

Вихідні дані до розрахунку:

Масові витрати інертного газу, кг$_B$/с: G;

Масові витрати поглинача цільового компонент, кг$_C$/с: L;

Робочий тиск, Па P_a;

Робоча температура, °С t;

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на вході до колони, кг$_A$/кг$_{AB}$ $Y_п$;

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на виході з колони, кг$_A$/кг$_{AB}$ $Y_к$;

Масова частка цільового компонента у рідкій фазі на вході до колони, кг$_A$/кг$_{AC}$ $X_п$;

Коефіцієнт масовіддачі по газовій фазі G, кг/(м^{2}с) β_y;

Коефіцієнт масовіддачі по рідкій фазі L кг/(м^{2}с) β_x;

У якості цільового компоненту *A* приймається аміак CO_2.

Вихідні дані до розрахунку наведено у таблиці Д.8.1.3 додатку 8.1. Розрахункову схему абсорбера наведена на рисунку 8.12.

Побудова робочої лінії процесу.

Виражаємо концентрації цільового компонента у рідкій та газовій фазах у відносних масових частках:

У газовій фазі (G), кг$_A$/кг$_B$:

- початкова: $$\bar{Y}_{\text{п}} = \frac{Y_{\text{п}}}{1 - Y_{\text{п}}};$$
- кінцева: $$\bar{Y}_{\text{к}} = \frac{Y_{\text{к}}}{1 - Y_{\text{к}}}.$$

У рідкій фазі (L) початкова відносна масова частка компонента A, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{п}} = \frac{X_{\text{п}}}{1 - X_{\text{п}}}.$$

Із рівняння матеріального балансу:

$$G(\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}) = L(\bar{X}_{\text{к}} - \bar{X}_{\text{п}}),$$

визначається відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі (L) на виході з апарата, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{к}} = \frac{G(\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}})}{L} + \bar{X}_{\text{п}}.$$

Побудова рівноважної лінії процесу.

Рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі G за законом Генрі визначається за рівнянням (8.16).

– початкова рівноважна відносна масова частка у газовій фазі G, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{п}}^{\text{р}} = \frac{\bar{X}_{\text{к}} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_{\text{к}}(1 - m) + \frac{M_A}{M_C}};$$

– кінцева рівноважна відносна масова частка у газовій фазі G, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{к}}^{\text{р}} = \frac{\bar{X}_{\text{п}} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_{\text{п}}(1 - m) + \frac{M_A}{M_C}},$$

де $m = \Psi / P_a$ – коефіцієнт розподілення, з урахуванням константи Генрі (Додаток Д.8.2, таблиця Д.8.2.4 та Д.8.2.5).

Для зручності побудови робочої та рівноважної ліній процесу на діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$, рисунок 8.13, рекомендовано записувати одержані значення відносних масових часток цільового компонента *A* у газовій *G* та рідкій *L* фазах відповідно до точок *A* та *B* робочого процесу у вигляді таблиці, відповідно до розрахункової схеми, наведеної на рисунку 8.12.

Дані, необхідні для побудови робочої та рівноважної ліній процесу

Фаза	Відносна масова частка компонента А	Точка *A*	Точка *B*
рідка (*L*)	робоча	$\bar{X}_{\text{п}}$	$\bar{X}_{\text{к}}$
газова (*G*)	робоча	$\bar{Y}_{\text{к}}$	$\bar{Y}_{\text{п}}$
	рівноважна	$\bar{Y}_{\text{к}}^{\text{р}}$	$\bar{Y}_{\text{п}}^{\text{р}}$

Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) для випадку, коли лінія рівноваги пряма ($\bar{Y}^{\text{р}}=m\bar{X}$; m=const) аналітичним методом

Для визначення ЧОП аналітичним методом необхідно визначити середню рушійну силу процесу $\Delta\bar{Y}_{\text{сер}}$ (див.п. 8.2.7.).

– Рушійна сила по газовій фазі *G* у точці *A*, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{т}.A} = \bar{Y}_{\text{к}} - \bar{Y}_{\text{к}}^{\text{р}}$$

– Рушійна сила по газовій фазі *G* у точці *B*, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{т}.B} = \bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{п}}^{\text{р}}$$

Порівнюючи їх значення, визначаємо:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{б}} = \max\{\Delta\bar{Y}_{\text{т}.A}; \Delta\bar{Y}_{\text{т}.B}\} \quad \text{та} \quad \Delta\bar{Y}_{\text{м}} = \min\{\Delta\bar{Y}_{\text{т}.A}; \Delta\bar{Y}_{\text{т}.B}\}$$

Середня рушійна сила процесу, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{б}} + \Delta\bar{Y}_{\text{м}}}{2}, \quad \text{якщо:} \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{б}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{м}}} \leq 2$$

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{б}} - \Delta\bar{Y}_{\text{м}}}{\ln\left(\frac{\Delta\bar{Y}_{\text{б}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{м}}}\right)}, \quad \text{якщо:} \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{б}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{м}}} > 2$$

Число одиниць переносу для газової фази *G*:

$$m_{y(\text{аналітично})} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{сер}}}.$$

Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) для випадку, коли лінія рівноваги пряма ($\bar{Y}^{р}=m\bar{X}$; m=const) графічним методом

На діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$ виконується графічна побудова, (див.п. 8.2.7.), за результатами якої визначається кількість сходинок, яка дорівнює ЧОП – m_y та у випадку наявності неповної сходинки визначається довжина відрізка $\overline{FP}$ та $\overline{FG}$, після чого розраховується загальне число одиниць переносу:

$$m_{y(\text{графічно})} = m_{y\ \text{цілих}} + \frac{\overline{FP}}{\overline{FG}}$$

де $m_{y\ \text{цілих}}$ – кількість повних сходинок (трикутників) за результатами графічної побудови.

Визначення висоти одиниць переносу (ВОП)

Для даного розрахунку приймаємо, що процес масообміну відбувається в насадковому колонному апараті з діаметром D=2 м, де у якості насадки застосовується насадка у вигляді регулярних кілець Рашига 50×50×5 із питомою поверхнею σ = 110 м^2/м^3.

За заданими значеннями коефіцієнтів масовіддачі у газовій та рідкій фазах визначимо коефіцієнт масопередачі, кг/(м^{2}с):

$$K_y = \frac{1}{\dfrac{1}{\beta_y} + \dfrac{m'}{\beta_x}}$$

де m' – коефіцієнт розподілення:

$$m' = \frac{\bar{Y}^{р}_{к}}{\bar{X}_{п}}$$

Висота одиниць переносу (ВОП):

$$h_y = \frac{G}{K_y \sigma f}$$

де f – площа поперечного перетину апарату із діаметром D, м^2:

$$f = \frac{\pi D^2}{4}$$

Таким чином, висота насадки за аналітично визначеним значенням ЧОП, м:

$$H = h_y m_{y(аналітично)}$$

та за аналітично визначеним значенням ЧОП:

$$H = h_y m_{y(графічно)}$$

8.3.6. Приклад програмного розрахунку числа одиниць переносу (ЧОП) та висоти одиниць переносу (ВОП) в *Mathcad*.

1. Вихідні дані:

Позначення індексів:

A - цільовий компонент
B - носій цільового компонента у газовій фазі
C - поглинач цільового компонента у рідкій фазі
G - газова фаза
L - рідка фаза
п - початок процесу
к - кінець процесу

Масові витрати інертного газу (газового носія цільового компонента):

$\frac{кг_B}{c}$ $G := 2.052$

Масові витрати абсорбенту або рідкого поглинача цільового компоненту (води):

$\frac{кг_C}{c}$ $L := 3.4$

Робочий тиск:

Па $P_a := 0.1 \cdot 10^6$

Температура поглинача:

°C $t := 23$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на початку процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AB}}$ $Y_п := 0.2$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі вкінці процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AB}}$ $Y_к := 0.04$

Масова частка цільового компонента у рідкій фазі на початку процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AC}}$ $X_п := 1 \cdot 10^{-8} = 1 \times 10^{-8}$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі G:

$$\frac{кг}{м^2 \cdot с} \quad \beta_y := 0.064$$

Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі L:

$$\frac{кг}{м^2 \cdot с} \quad \beta_x := 0.062$$

Цільовий компонент: CO2

Матеріальний баланс процесу

1. Відносні масові частки цільового компонента A:

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента A у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_п := \frac{Y_п}{(1 - Y_п)} = \frac{0.2}{1 - 0.2} = 0.25$$

Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента A у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_к := \frac{Y_к}{(1 - Y_к)} = \frac{0.04}{1 - 0.04} = 0.042$$

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента A у рідкій фазі L:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_п := \frac{X_п}{(1 - X_п)} = \frac{1E\text{-}08}{1 - 1E\text{-}08} = 1 \times 10^{-8}$$

2. Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента A у рідкій фазі L із рівняння матеріального балансу:

$$G \cdot ("Y"_п - "Y"_к) = L \cdot ("X"_к - "X"_п)$$

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_к := \frac{G \cdot ("Y"_п - "Y"_к)}{L} + "X"_п = \frac{2.052 \cdot (0.25 - 0.042)}{3.4} + 10^{-8} = 0.126$$

Визначення рівноважного стану (при вираженні концентрацій через відносні масові частки):

3. Константа Генрі для заданого цільового компонента:

$$Па \quad \Psi_{CO2} := 147370 \cdot e^{0.0218 \cdot t} = 2.433 \times 10^5$$

4. Коефіцієнт розподілення:

$$m := \frac{\Psi_{CO2}}{P_a} \text{ explicit, ALL } \rightarrow \frac{243312.45276197689}{0.1 \cdot 10^6} = 2.433$$

5. Молекулярна маса цільового компонента та його носіїв:

Молекулярна маса хімічних елементів:

$$\frac{кг}{кмоль} \quad C := 12.0107 \quad O := 15.9994 \quad H := 1.0079 \quad S := 32.066 \quad N := 14.0067 \quad Cl := 35.4527$$

Молекулярна маса цільового компонента (CO2):

$$\frac{кг_A}{кмоль_A} \quad M_A := C + O \cdot 2 = 12.0107 + 15.9994 \cdot 2 = 44.01$$

Молекулярна маса носія цільового компонента у газовій фазі (повітря)

$$\frac{кг_B}{кмоль_B} \quad M_B := 28.97$$

Молекулярна маса поглинача цільового компонента у рідкій фазі (води):

$$\frac{кг_C}{кмоль_C} \quad M_{H2O} := H \cdot 2 + O = 18.015$$

$$M_C := M_{H2O} = 18.015$$

Рівноважна відносна масова частка цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{рівноваги}("X") := \frac{"X" \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X" \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

6. Початкова рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.рівноважна} := \frac{"X"_к \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_к \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = 0.205$$

7. Кінцева рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.рівноважна} := \frac{"X"_п \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_п \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = 1.513 \times 10^{-8}$$

8. Графічна побудова лінії рівноваги та робочої лінії процесу

Графічна побудова робочої лінії процесу

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_п = 0.25 \quad при \quad "X"_к = 0.126 \quad \frac{кг_A}{кг_C}$$

Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі - повітрі (знайдена на початку розрахунку):

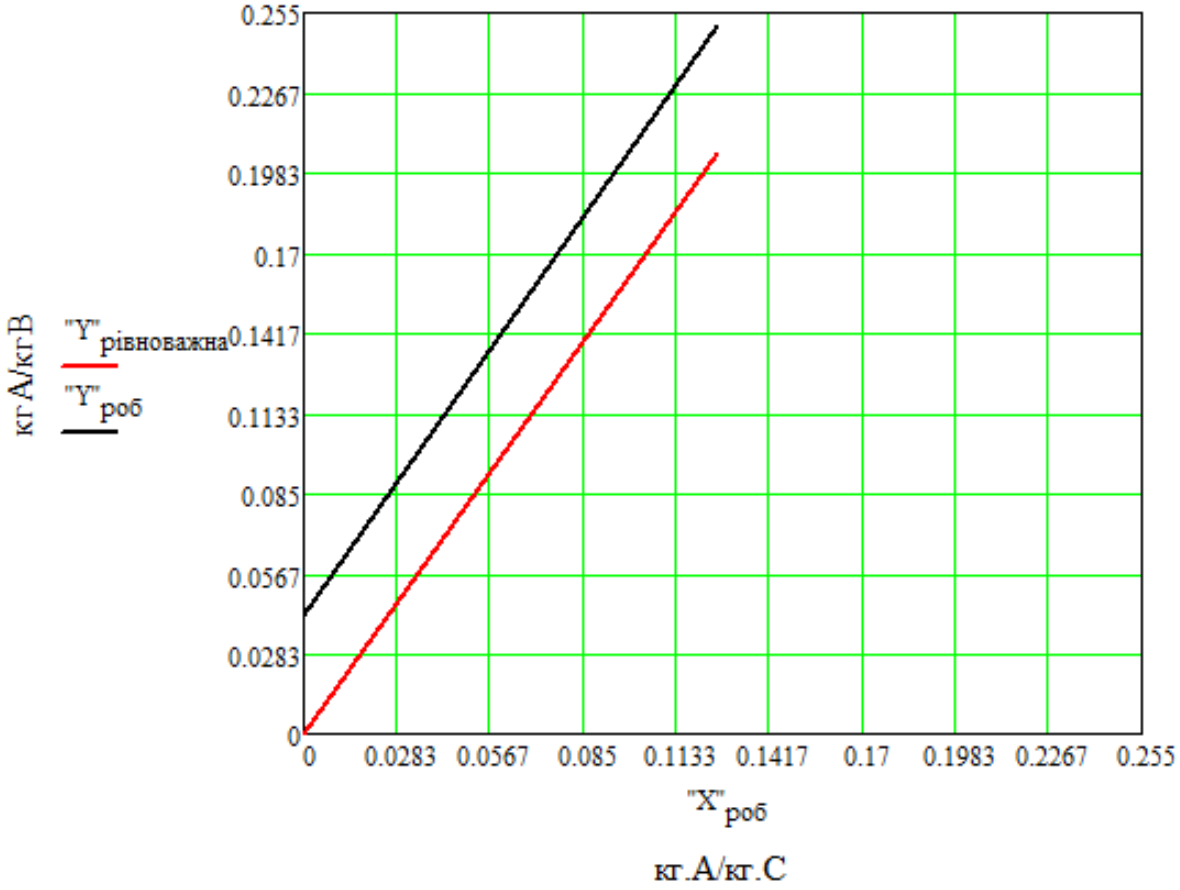
$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_к = 0.042 \quad при \quad "X"_п = 1 \times 10^{-8} \quad \frac{кг_A}{кг_C}$$

Робоча лінія будується по точках:

Точка A:

Точка B:

$$"X"_{роб} := \begin{pmatrix} "X"_п \\ "X"_к \end{pmatrix} \quad "Y"_{роб} := \begin{pmatrix} "Y"_к \\ "Y"_п \end{pmatrix} \quad "Y"_{рівноважна} := \begin{pmatrix} "Y"_{к.рівноважна} \\ "Y"_{п.рівноважна} \end{pmatrix}$$



Визначення ЧОП аналітичним методом

9. Рушійна сила процесу в точці А:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{т.A} := "Y"_{к} - "Y"_{к.рівноважна} = 0.042 - 1.5130557558550846E\text{-}08 = 0.042$$

10. Рушійна сила процесу в точці В:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{т.B} := "Y"_{п} - "Y"_{п.рівноважна} = 0.25 - 0.20504014526927511 = 0.045$$

11. Приймаємо більше та менше значення рушійної сили по газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{менше} := \min(\Delta Y_{т.A}, \Delta Y_{т.B}) = 0.042$$

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{більше} := \max(\Delta Y_{т.A}, \Delta Y_{т.B}) = 0.045$$

$$\frac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}} = 1.07$$

12. Середня рушійна сила процесу:

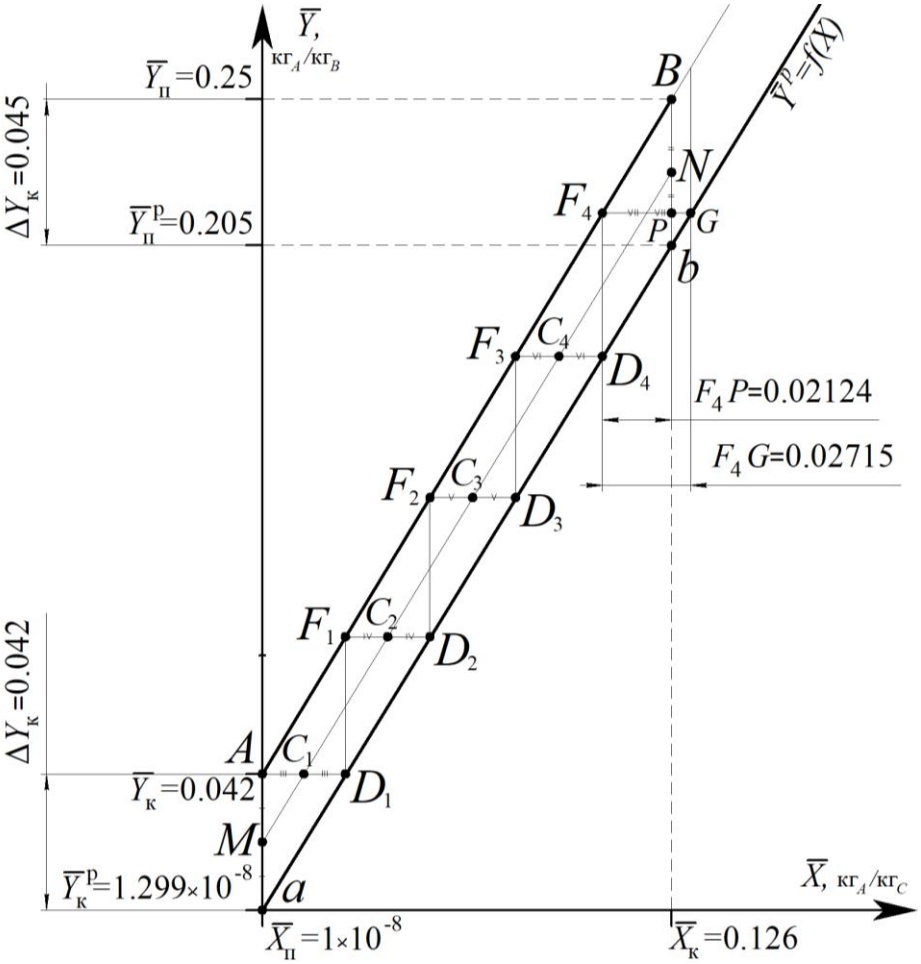
$$\frac{кг_A}{кг_B}\ \Delta Y_{сер} := \begin{cases} \dfrac{\Delta Y_{більше} + \Delta Y_{менше}}{2} & \text{if } \dfrac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}} \le 2 \\ \dfrac{\Delta Y_{більше} - \Delta Y_{менше}}{\ln\left(\dfrac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}}\right)} & \text{otherwise} \end{cases} = 0.043$$

13. Число одиниць переносу (ЧОП), визначене аналітичним методом:

$$m_y := \frac{"Y"_п - "Y"_к}{\Delta Y_{сер}} = \frac{0.25 - 0.042}{0.043479919800083672} = 4.784$$

Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) графічним методом

13. Проводимо графічну побудову на У-Х діаграмі



14. Одержані значення з графічної побудови ЧОП:

кільцість цілих сходинок (ЧОП):

$$m_{цілих} := 4$$

Довжина відрізка FP (неповної останньої сходинки ЧОП):

$$FP \equiv 0.02124$$

Довжина відрізка FG (неповної останньої сходинки ЧОП):

$$FG \equiv 0.02715$$

15. Число одиниць переносу (ЧОП), визначене графічним методом:

$$m_{у.графічно} := m_{цілих} + \frac{FP}{FG} = 4 + \frac{0.02124}{0.02715} = 4.782$$

Визначення висоти одиниць переносу та необхідної висоти насадки апарата

16. Коефіцієнт розподілення (через відносні масові частки!!!):

$$m' := \frac{"Y"_{к.рівноважна}}{"X"_{п}} = \frac{1.5130557558550846E\text{-}08}{10^{-8}} = 1.513$$

17. Коефіцієнт масопередачі в абсорбері:

$$\frac{кг}{м^2 \cdot с} \quad K_y := \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{0.064} + \frac{1.5130557558550846}{0.062}} = 0.025$$

Для подальших розрахунків прийнято, що процес проходить у насадковому колонному апараті із діаметром: $м \quad D := 2$

де у якості насадки застосовується насадка у вигляді регулярних кілець Рашига 50х50х5 із питомою поверхнею: $\frac{м^2}{м^3} \quad \sigma := 110$

18. площа поперечного перетину апарату:

$$м^2 \quad f := \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3.14 \cdot 2^2}{4} = 3.14$$

$$\pi \equiv 3.14$$

19. Висота одиниці переносу (ВОП):

$$h_y := \frac{G}{K_y \cdot \sigma \cdot f} = \frac{2.052}{0.02498181006056956 \cdot 110 \cdot 3.14} = 0.238$$

20. Висота насадкичерез ЧОП, визначене графічним методом, м, м:

$$H_{аналітично} := m_y \cdot h_y = 4.78381747152164 \cdot 0.23781055209549629 = 1.138$$

21. Тоді висота насадки через ЧОП, визначене графічним методом, м:

$$H_{графічно} := m_{у.графічно} \cdot h_y = 4.7823204419889507 \cdot 0.23781055209549629 = 1.137$$

8.3.7. Контрольні запитання

1. Яким чином складається матеріальний баланс масопередачі на прикладі протитечійного масообмінного апарату?
2. Що є рушійною силою процесу масопередачі?
3. Як визначається значення середньої рушійної сили процесу масопередачі для випадку, коли лінія рівноваги пряма?
4. Як впливає перемішування на величину середньої рушійної сили при масопередачі?
5. Як впливає зміна температури та тиску на значення середньої рушійної сили процесів масопередачі?
6. Яким чином визначається поверхня контакту фаз у насадкових апаратах? Що впливає на її значення?
7. Яким чином визначається висота шару насадки у насадкових апаратах та що впливає на її значення?
8. Який фізичний зміст ЧОП та ВОП?
9. У чому полягає методика графічного визначення значення ЧОП для випадку, коли лінія рівноваги пряма?
10. Яким чином визначається значення ЧОП для випадку, коли лінія рівноваги крива?
11. Як впливає значення середньої рушійної сили процесу масопередачі на значення числа одиниць переносу та висоту насадки в апараті?
12. Як перетворюється основне рівняння масопередачі для насадкових апаратів?

8.4. РОЗРАХУНОК НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА

8.4.1. Фізична модель процесу абсорбції. Статика процесу. Рівновага при абсорбції

Абсорбція – процес поглинання газу рідиною. Зворотній процес вилучення розчинного газу із розчину називається десорбцією.

Розрізняють два типи абсорбції: фізична та хімічна (хемосорбція).

Фізична модель процесу абсорбції представлена на рисунку 8.18.

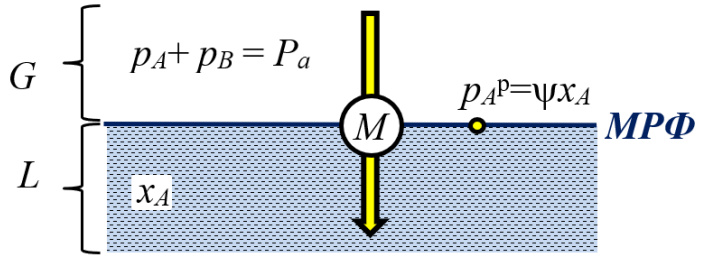


Рисунок 8.18. Фізична модель процесу абсорбції

При фізичній абсорбції за рахунок того, що над поверхнею розчину (L) встановлюється рівноважний парціальний тиск поглиненого цільового компонента p_A^p, який є меншим, ніж парціальний тиск компонента p_A в газовій фазі (G).

Тоді, якщо:

1. $p_A > p_A^p$ – *процес абсорбції*: $G \xrightarrow{M} L$ – газова фаза G передає масу M рідкій фазі L через межу розділу фаз (*МРФ*);
2. $p_A = p_A^p$ – *рівноважний стан*: M=0 – процес масообміну не відбувається і маса, не переходить через межу розділу фаз (*МРФ*);
3. $p_A < p_A^p$ – *процес десорбції* – рідка фаза L віддає масу газовій фазі G межу розділу фаз (*МРФ*): $G \xleftarrow{M} L$.

При хемосорбції відбувається утворення хімічних сполук між компонентом та абсорбентом. Рівноважний тиск цільового компонента над

розчином $p_A^{\text{р}}$ дуже невеликий і можливе повне поглинання цільового компонента (Наприклад, одержання кислот HCl, H_2SO_4, HNO_3 та інших).

8.4.2. Ідеальні розчини

Процес перенесення маси із газової фази до рідкої відбувається до досягнення стану рівноваги. Стан рівноваги для процесу абсорбції описується законом Генрі, який встановлює взаємовідношення між ***мольними*** концентраціями цільового компонента в газовій ($y^{\text{р}}$) та рідкій (x) фазах.

Для ідеальних розчинів рівноважний стан визначається законом Генрі (до ідеальних розчинів наближаються розчини з низькою концентрацією цільового компонента, до цього випадку можна віднести абсорбцію газів, які мають низьку розчинність, або добре розчинні гази з невисокою концентрацією).

Якщо рівноважний парціальний тиск цільового компонента *A* над рідиною:

$$p_A{}^{\text{р}} = \Psi x_A$$

а парціальний тиск цільового компонента *A* в газовій фазі дорівнює:

$$p_A = y_A{}^{\text{р}} P$$

то в стані рівноваги виконується умова:

$$p_A = p_A{}^{\text{р}}$$

тобто:

$$y_A{}^{\text{р}} P = \Psi x_A$$

звідки рівноважна ***мольна*** частка цільового компонента А в газовій фазі **[кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]**:

$$y_A{}^{\text{р}} = \frac{\Psi}{P} x_A$$

$$y_A{}^{\text{р}} = m x_A$$

де x_A – ***мольна частка*** цільового компонента в рідкій фазі **[кмоль$_A$/кмоль$_C$]**;

m – коефіцієнт пропорційності;

Ψ – константа Генрі, яка залежить від властивостей абсорбенту (поглинача), газу та температури і визначається за виразом, Па:

$$\ln \Psi = -\frac{q}{RT} + C_\Psi,$$

де q – диференційна теплота розчинення газу [кДж/кмоль];

R – універсальна газова стала R=8.31 [кДж/(кмоль·град)];

T – абсолютна температура, T=273 [К];

C_ψ – константа, яка залежить від природи газу і рідини.

8.4.3. Механізм процесу перенесення маси при абсорбції

Перенесення маси речовини при абсорбції здійснюється за рахунок молекулярної та конвективної дифузії.

Основне рівняння масопередачі в залежності від способу вираження рушійної сили $\Delta\bar{Y}_{ср}$ відповідно запишеться:

$$M = K_Y F \cdot \Delta\bar{Y}_{ср}.$$

Якщо середню рушійну силу виразити через різницю парціальних тисків, рисунок 8.19, то основне рівняння масопередачі для абсорбції набуває виду:

$$M = K_P F \cdot \Delta p_{ср}$$

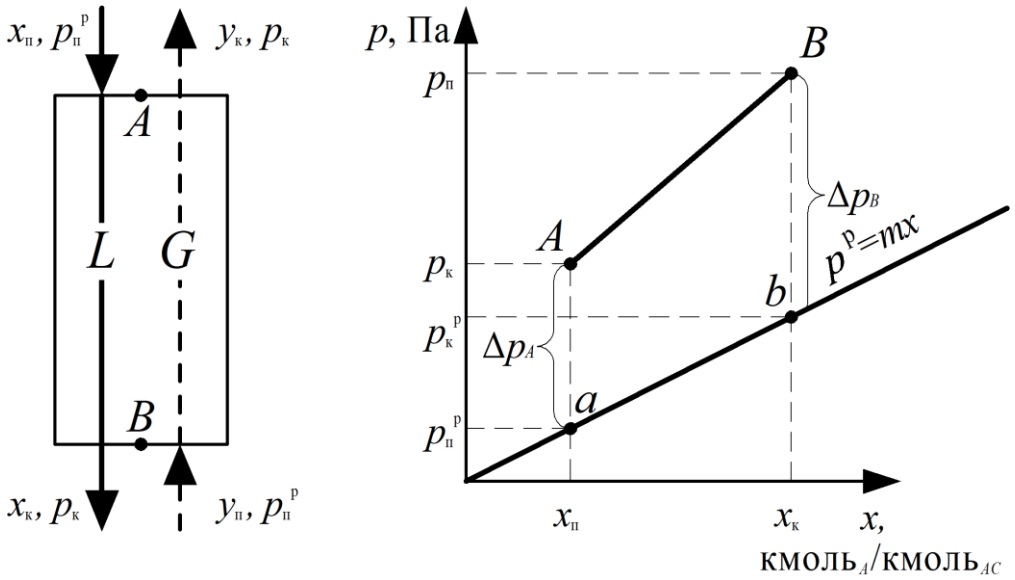


Рисунок 8.19. Визначення рушійної сили через парціальний тиск

Рівноважний парціальний тиск над поверхнею рідини визначається за виразом на вході і виході рідини з абсорбера:

$$p_п^р = \psi x_п; \quad p_к^р = \psi x_к$$

Парціальний тиск в газовій фазі визначається за законом Дальтона:

$$p_п = y_п P; \quad p_к = y_к P,$$

де P – загальний тиск у системі.

Тоді рушійною силою для точки B, рисунок 8.19, є відрізок Bb, або $\Delta p_B = p_п - p_к^р$, а для точки A – Aa, тобто $\Delta p_A = p_к - p_п^р$.

Якщо $\Delta p_B = \Delta p_{більше}$, а $\Delta p_A = \Delta p_{менше}$, а їх відношення $\Delta p_{більше}/\Delta p_{менше}>2$, то середня рушійна сила визначиться за виразом:

$$\Delta p_{сер} = \frac{\Delta p_{більше} - \Delta p_{менше}}{\ln \frac{\Delta p_{більше}}{\Delta p_{менше}}}$$

Коефіцієнт масопередачі визначається за відомим виразом через окремі коефіцієнти масовіддачі в кожній із фаз [кг/(м^{2}с)]:

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

або загальний дифузійний опір процесу дорівнює сумі дифузійних опорів в кожній із фаз:

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

8.4.4. Матеріальний баланс процесу абсорбції. Визначення мінімальних витрат поглинача

Матеріальний баланс процесу абсорбції

Матеріальний баланс процесу абсорбції характеризує процес переносу маси з однієї фази до другої і для випадку прямотечії та протитечії може записуватись рівнянням:

$$-Gd\bar{Y} = Ld\bar{X},$$

де G і L – масові витрати газової та рідкої фаз за інертним компонентом, кг$_{носія}$/с;

$\bar{Y}$ та $\bar{X}$ – відносна масова концентрація цільового компонента A в газовій (G) [кг$_A$/кг$_B$] та в рідкій (L) [кг$_A$/кг$_C$] фазах.

Для всього абсорбера при зміні відносної масової концентрації в газовій фазі від $\bar{Y}_п$ до $\bar{Y}_к$ [кг$_A$/кг$_B$] і в рідкій фазі від $\bar{X}_п$ до $\bar{X}_к$ [кг$_A$/кг$_B$], рисунок 8.20, рівняння матеріального балансу набуває виду:

$$G\,(\bar{Y}_п - \bar{Y}_к) = L\,(\bar{X}_к - \bar{X}_п).$$

Звідки питомі витрати абсорбенту (поглинача) визначаються як:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{\bar{Y}_п - \bar{Y}_к}{\bar{X}_к - \bar{X}_п}.$$

На діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$ питомі витрати поглинача є тангенсом кута нахилу робочої лінії процесу:

$$l = \mathrm{tg}\alpha = L/G$$

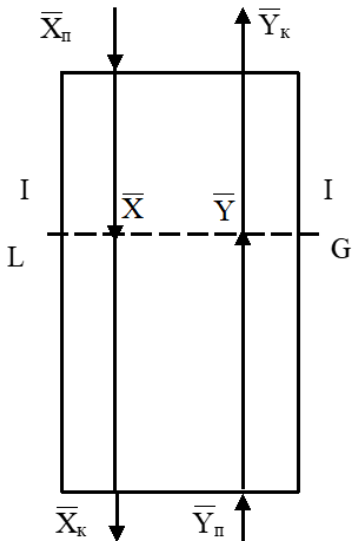


Рисунок 8.20. Схема до виведення робочої лінії абсорбції

Якщо рівняння матеріального балансу абсорбції в диференціальній формі проінтегрувати в межах – низ апарату та перетин *I-I*, рисунок 8.20:

$$-\int_{\bar{Y}_п}^{\bar{Y}} G d\bar{Y} = \int_{\bar{X}_к}^{\bar{X}} G d\bar{X}$$

тоді одержимо:

$$G(\bar{Y}_п - \bar{Y}) = G(\bar{X}_к - \bar{X})$$

звідки відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі G, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y} = \frac{L}{G}\bar{X} + \bar{Y}_п - \frac{L}{G}\bar{X}_к$$

Тобто, при сталих значеннях $\bar{Y}_п$, $\bar{X}_к$ та L і G отримуємо рівняння прямої виду, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y} = A\bar{X} + B$$

де – $A=L/G=\mathrm{tg}\alpha$.

Визначення мінімальних витрат поглинача

Побудуємо робочу лінію на діаграмі $\bar{Y}$–$\bar{X}$, рисунок 8.21.

Проводимо аналіз щодо вибору концентрації цільового компонента на виході з абсорбера $\bar{X}_к$.

Розглянемо випадок, коли $\bar{X}_к$ прямує до $\bar{X}_к^р$, тобто точка $B \to B_2$, і робоча лінія процесу виразиться лінією AB_2, рисунок 8.21. При цьому кут $\alpha \to \alpha_{min}$ і $tg\alpha \to tg\ \alpha_{min}$.

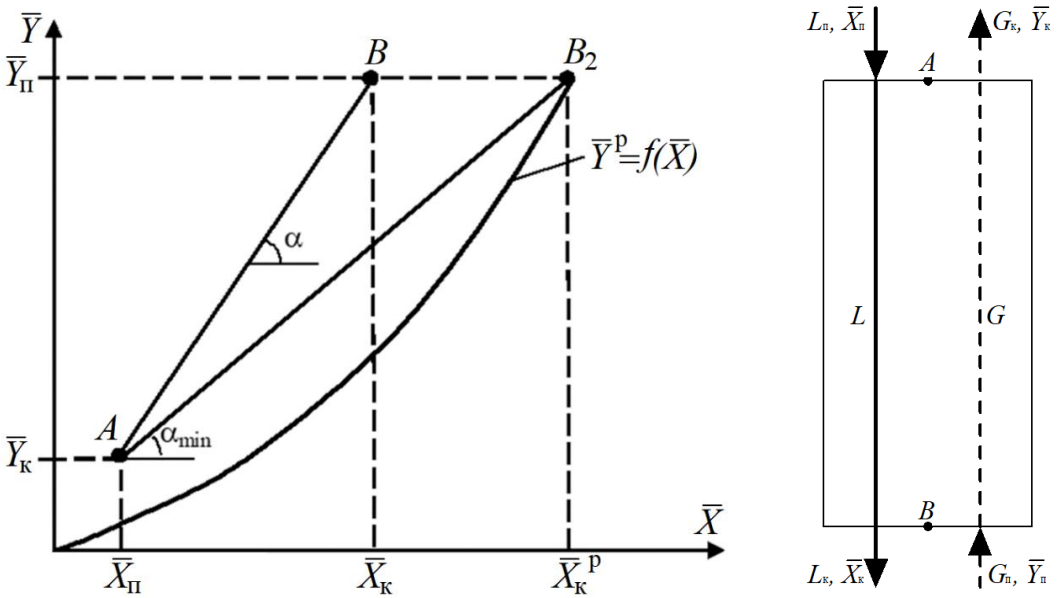


Рисунок 8.21. Схема до визначення мінімальних витрат поглинача

Тобто:

$$tg\alpha_{min} = \frac{L_{min}}{G}$$

$$tg\alpha_{min} = l_{min} = \frac{L_{min}}{G} = \frac{\bar{Y}_п - \bar{Y}_к}{\bar{X}_к^р - \bar{X}_п}$$

При цьому $\Delta\bar{Y}_{B2}=0$ і $\Delta\bar{Y}_{ср} \to 0$.

Тоді для подачі заданої маси цільового компонента з однієї фази до іншої

$$M = K_Y \Delta\bar{Y}_{ср} F.$$

При $\Delta\bar{Y}_{ср} \to 0$ поверхня масообміну $F \to \infty$.

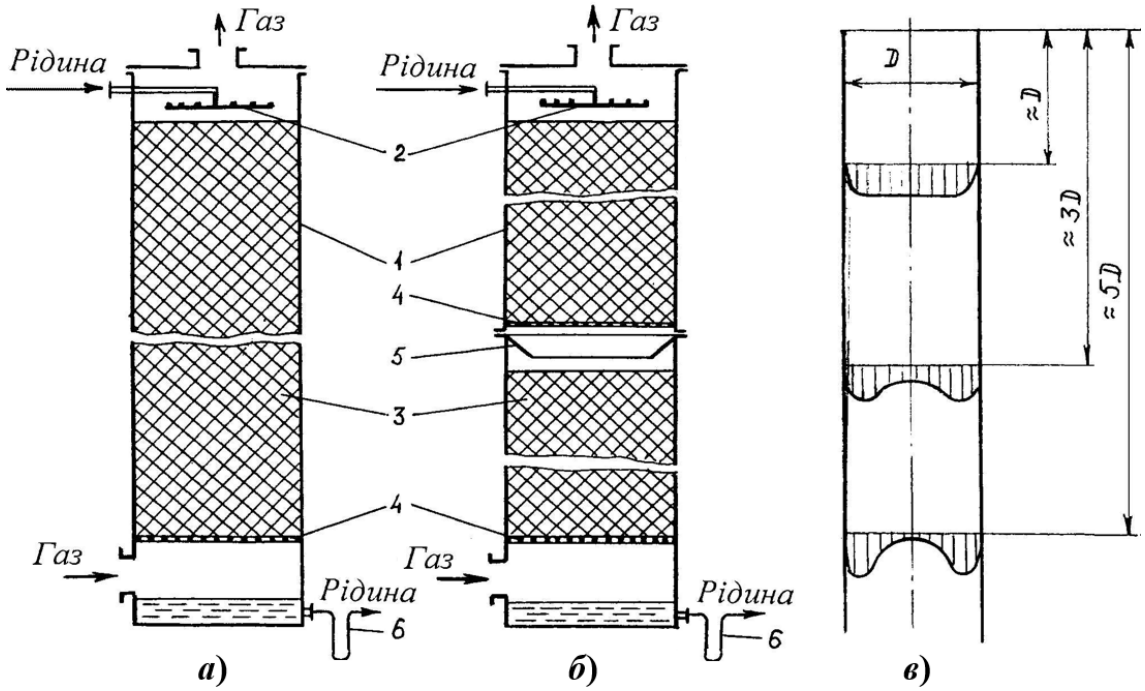
Цей випадок є також практично нездійсненим.

Таким чином, для практичної реалізації процесу витрати поглинача обираються на 20% більшими l_{min} або $\bar{X}_к = 0.8\ \bar{X}_к^р$.

Оптимальні витрати визначаються на основі техніко-економічного розрахунку.

8.4.5. Насадкові абсорбери

Найпоширенішими в хімічній промисловості є *насадкові абсорбери*, які являють собою колони з контактними пристроями у вигляді насадок – твердих тіл різної форми. У насадковій колоні насадка укладається на опорні решітки, які мають отвори або щілини для проходу газу й рідини, що зрошує насадку за допомогою розподілювального пристрою та стікає по поверхні насадкових тіл у вигляді тонкої плівки, рисунок 8.22.



а – зі щільним шаром насадки; *б* – із секційним розташуванням насадки; 1 – корпус, 2 – зрошувальний пристрій (розподілювач рідини); 3 – насадка; 4 – опорна решітка; 5 – перерозподілювач рідини; 6 – гідравлічний затвор; *в* – розподіл зрошувальної рідини по висоті контактної частини насадкової колони

Рисунок 8.22. Насадкові абсорбери

Унаслідок менш щільного укладання насадкових тіл біля корпусу колони рідина розтікається від центральної частини поперечного перерізу колони до

периферії. Тому часто насадку в колоні розташовують секціями (ярусами) заввишки чотири-п’ять діаметрів (але не більше 3÷4 м у кожній секції), а між ними встановлюють перерозподілювачі рідини, які спрямовують рідину від внутрішньої стінки корпусу до його поздовжньої осі, рисунок 8.22 *б*.

Поверхнею контакту фаз в насадковій колоні є змочена поверхня насадки, тому бажано, щоб насадка мала більшу питому поверхню. Разом з тим, щоб ефективно працювати, насадка має відповідати таким вимогам: добре змочуватися рідиною, тобто матеріал насадки по відношенню до рідини має бути ліофільним; чинити малий гідравлічний опір газовому потоку та створювати умови для значних навантажень апарата за рідиною й газом, тобто мати можливо більше значення вільного об’єму; рівномірно розподіляти зрошувальну рідину; мати значну механічну міцність і жорсткість, а також хімічну тривкість до оброблюваних середовищ; легко очищатися від забруднень; мати невеликі густину й вартість.

Як бачимо, деякі вимоги іноді суперечать одна одній: так, збільшення питомої поверхні насадки зазвичай зменшує її вільний об’єм, погіршує її змочування абсорбентом і підвищує гідравлічний опір газовому потоку і т.д. Тому в промисловості використовують значну кількість різноманітних за формою й розмірами насадок, виготовлених з різних матеріалів (металу, кераміки, пластмас та ін.), які задовольняють вимоги того чи іншого процесу. Як насадку також застосовують куски коксу, мармуру, вапняку певного розміру (так звана кускова насадка).

Насадкові тіла завантажують в апарати навалом (нерегулярна насадка) або укладають чи монтують у певному порядку, зокрема в жорстку структуру (регулярна насадка).

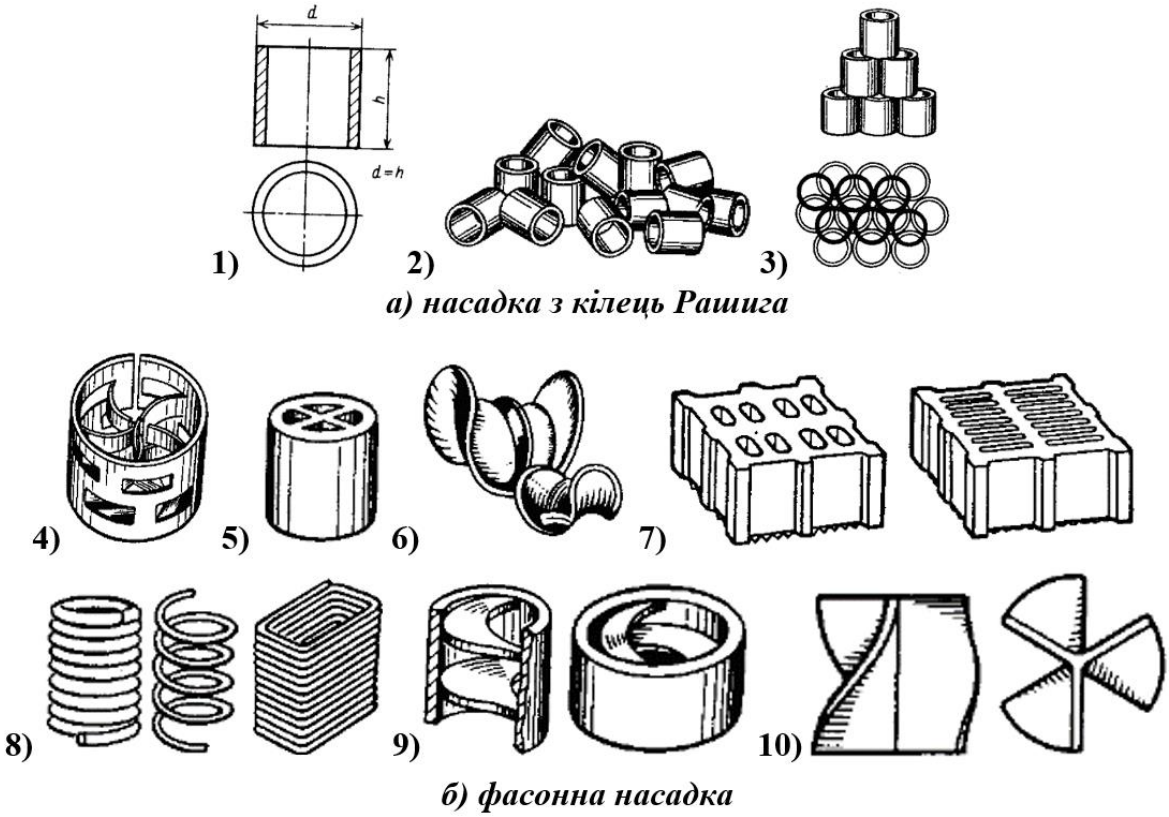
Під час роботи насадкової колони в плівковому режимі зазвичай рідина змочує не всю поверхню насадки. У цьому разі поверхня масопередачі буде меншою, ніж поверхня насадки. Відношення питомої змоченої поверхні $\sigma_{зм}$ до всієї питомої поверхні насадки називається коефіцієнтом змочення ψ:

$$\psi=\sigma_{зм}/\sigma$$

Значення ψ залежить від щільності зрошення U (м^3/(м^2·с)), рівномірності подачі рідини на насадку, а також від розміру елементів насадки (ψ збільшується зі зменшенням еквівалентного діаметру насадки d_e).

У насадкових абсорберах ***поверхнею контакту фаз є поверхня змоченої насадки***.

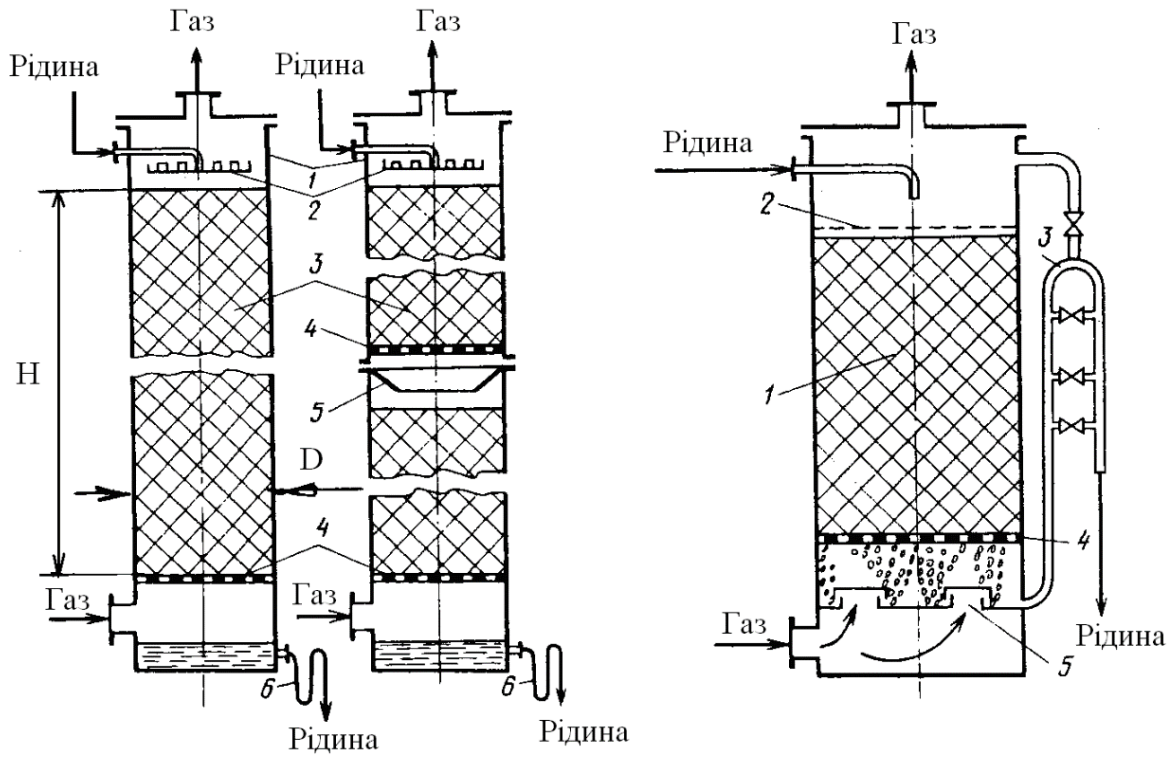
У якості насадки використовуються керамічні кільця, в яких діаметр рівний висоті (25×25 мм, 50×50 мм, і т. п.), кокс, шматки андезиту, гравій, фігурні керамічні елементи (сідла), дротяні пакети, дерев'яні рейки (хордова насадка) і т. п. Основні типи насадок наведені на рисунку 8.23.



а) насадка з кілець Рашига: 1 – окреме кільце; 2- кільця насипом; 3 – регулярна насадка. *б)* – фасонна насадка: 1 – кільця Паля; 2 – кільця із хрестоподібними перегородками; 3 – сідлоподібна насадка; 4 – керамічні блоки; 5 – вигнуті з дроту насадки; 6 – кільця з внутрішніми спіралями; 7 – пропелероподібна насадка; 8 – дерев’яна хордова насадка.

Рисунок 8.23. Типи насадок для насадкових апаратів

Типові конструкції насадкових апаратів наведено на рисунку 8.24.



а) ***б)*** ***в)***

а) із суцільним шаром насадки; *б)* із секційним завантаженням насадки: 1 – корпус колони; 2 – розподільник рідини; 3 – насадка; 4 – підтримуючі решітки; 5 – перерозподільник рідини; 6 – гідравлічні затвори; *в)* емульгаційна насадкова колона: 1 – насадка, 2 – сітка, 3 – гідравлічний затвор; 4 – підтримуюча решітка; 5 – розподільник газу.

Рисунок 8.24. Насадкові абсорбери

Вибір насадки залежить від умов проведення процесу і визначає розмір апарата. Характеристики насадок наведені в довідковій літературі.

<u>Основними характеристиками насадки є</u>

1. питома поверхня насадки – **σ [м²/м³]**, яка визначає поверхню в одному кубічному метрі насадки;

2. вільний об'єм насадки – ε_c **[м³/м³]**, який визначає об’єм пустот в 1 м³ насадки, і, природньо, визначає гідравлічний опір апарата.

При розрахунку насадкових апаратів необхідно визначити два основних конструктивних розміри:

1. *діаметр апарата – D*;
2. *висоту насадки – H.*

***Таким чином, алгоритм розрахунку насадкових абсорберів зводиться до*:**

1) вибору основних розрахункових величин: фізичних властивостей реагуючих речовин, концентрації потоків, технологічних вимог проведення процесу і типу насадки;

2) розрахунку витрат поглинача;

3) визначення діаметру колони;

4) розрахунку висоти насадки та апарату;

5) перевірки визначених витрат поглинача (щільність зрошення);

6) розрахунку гідравлічного опору апарату;

7) розрахунку основних конструктивних елементів апарату (патрубків, люків тощо).

Розрахунок діаметра колони

Діаметр колони визначається з виразу:

$$V_{\text{сек}} = f w_G$$

де $V_{\text{сек}}$ –об'ємні витрати основної фази (газ, пара) [м^3/с];

f – площа перерізу апарата [м^2];

w_G– приведена швидкість потоку фази, тобто віднесена до повного перерізу апарата [м/с].

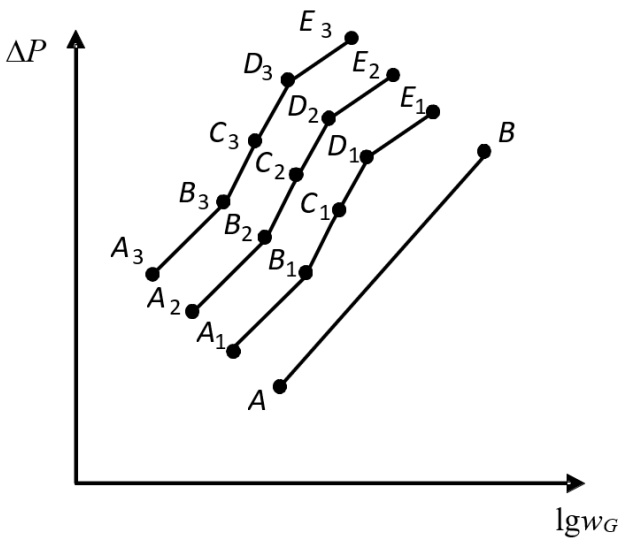
Площа перерізу апарата f і його діаметр D:

$$f = \frac{V_{\text{сек}}}{w_G}$$

$$D = \sqrt{\frac{4V_{\text{сек}}}{\pi w_G}}$$

Визначення швидкості газу в насадкових апаратах

Розглянемо характер руху рідини і газу в насадковій колоні. При взаємодії рідини і газу виникає цілий ряд гідродинамічних режимів, рисунок 8.25.



AB – суха насадка; A_1E_1; A_2E_2; A_3E_3 – гідравлічний опір насадки при збільшенні щільності зрошення

Рисунок 8.25. Логарифмічна залежність гідравлічного опору від швидкості газу

Потік рідини в насадковому абсорбері зручно виражати як ***питому масову або об'ємну щільність зрошення*** – V_0 **[м³/(м²·с)]**. Канали між елементами насадки мають дуже складну конфігурацію, тому їх загальну бокову поверхню виражають добутком середнього ***бокового периметру на середню довжину*** ψH, де H – висота шару, а ψ – коефіцієнт, який враховує нелінійність каналів (ψ>1). З іншої сторони, якщо питома поверхня насадки σ [м²/м³], то загальна поверхня всієї насадки визначиться $fH\sigma$, таким чином:

$$\psi \Pi H = f\sigma \quad \text{та} \quad \Pi = \frac{f\sigma}{\psi}.$$

Еквівалентний діаметр ***каналу*** в шарі насадки виразимо:

$$d_e = \frac{4 f \varepsilon_C}{\Pi} = \frac{4\varepsilon_C \psi}{\sigma},$$

де ε – порозність насадки (вільний об'єм насадки).

Критерій Рейнольдса для потоку рідини в шарі насадки враховується як:

$$w_L = \frac{V_L}{\sigma f} = \frac{V_0}{\varepsilon_C}, \text{ буде } \mathrm{Re}_L = \frac{w_L d_e}{\nu_L} = \frac{4V_0\psi}{\sigma \nu_L}$$

Щільність зрошення V_0 дорівнює швидкості рідини w_L, віднесеної до площі поперечного перетину всього абсорбера, тому:

$$\mathrm{Re}_L = \frac{4W_L\psi}{\sigma\nu_L}$$

Аналогічно для газового потоку:

$$\mathrm{Re}_G = \frac{4w_G\psi}{\sigma\nu_G}$$

У насадці абсорбера завжди знаходиться деяка кількість рідини, яка частково змінюється безперервним потоком. Ця кількість рідини, віднесена до об'єму насадки [м^3/м^3] називається утримуючою здатністю насадки ($U_з$). Ця величина збільшується зі збільшенням щільності зрошення, а при зустрічному русі газової фази також залежить від швидкості газу і його фізичних властивостей.

<u>Розрізняють чотири режими зустрічного руху рідини і газу в шарі насадки</u>

1. При незначних витратах газу і рідини остання ***стікає у вигляді плівки по поверхні насадки***, величина $U_з$ не залежить від швидкості газу, ***але перепад тиску ΔP більший*** ніж при русі газу через шар насадки, яка не зрошується (***лінія A_1B_1***, рисунок 8.25). Межею цього плівкового режиму є точка, початок гальмування, або підвисання – B_1.

2. У другому режимі завдяки гальмівній дії газового потоку, швидкість руху рідини зменшується, величина $U_з$ збільшується, і, відповідно, зменшується порозність шару насадки. ***Перепад тиску ΔP збільшується у плівковому режимі (A_1B_1)*** $\Delta P \sim W_г^2$, а в режимі підвисання (ділянка B_1C_1) до $\Delta P \sim W_г^{4-5}$

3. Накопичення рідини в шарі насадки продовжується до моменту зрівноваження сил тяжіння силами тертя і призводить до існування третього режиму – <u>захлинання чи барботажу</u>.

Характерною ознакою цього режиму, який супроводжується збільшенням ΔP, є <u>інверсія</u> фаз: газ стає дисперсною фазою, барботуючи у

вигляді бульбашок через суцільну рідку фазу (ділянка C_1D_1), а його початок точка перетину C_1, називається точкою початку захлинання чи інверсії.

4. При подальшому збільшенні швидкості газу здійснюється четвертий режим, який характеризується повторною інверсією фаз (газ знову стає суцільною фазою) і виносом бризк рідини газовим потоком. Початку даного режиму відповідає точка D_1, яка називається точкою початку виносу.

Зауважимо, що лінія A_1B_1 гідравлічний опір, що характеризує мінімальну щільність зрошення. Із збільшенням цього параметру A_2B_2, A_3B_3 збільшується гідравлічний опір насадки ΔP вже на початкових ділянках при однакових швидкостях газового потоку.

Утримання рідини в шарі насадки розрізняють статичне $U_{ст}$ і динамічне – $U_{дин}$, які є складовими відносно загальної утримуючої здатності насадки:

$$U_з = U_{ст} + U_{дин}$$

$U_{ст}$ – кількість рідини, яка утримується насадкою завдяки капілярним силам, тобто незалежно від потоків рідини і газу, вона визначається властивостями рідини та матеріалу насадки, а також формою останньої.

Величина $U_{дин}$ – кількість рідини, яка утримується насадкою завдяки її зрошенню при наявності потоку газу.

Звідси випливає, що утримування кількості рідини, яка приходиться на одиницю зрошуваної поверхні насадки, дорівнює середній товщині рідинної плівки ($\delta = U_{з/а}$).

Величини $U_{ст}$ *і* $U_{дин}$ визначаються за емпіричними формулами:

$$U_{дин} = 0.747\mathrm{Re}_L^{0.64}\mathrm{Ga}^{0.42};\ \mathrm{Ga} = \frac{g}{\sigma^3 \nu_L^2}$$

$$U_{ст} = b(\sigma_1 / \Pi)^{0.5P}(\mu_L^m \sigma_{натяг}{}^{н} / \rho_m^{0.37})$$

де σ_1 – поверхня одного елемента насадки;

$\sigma_{натяг}$ – міжфазовий поверхневий натяг.

Звичайно, вибір швидкості газу проводиться з урахуванням бажаного гідродинамічного режиму роботи апарату. ***Робоча величина швидкості повинна бути нижча стану захлинання***. Частіше всього швидкість вибирається на 20% нижче швидкості захлинання, яка встановлюється експериментальним шляхом.

Загальна структура формули розрахунку лінійної швидкості газу ***в точці захлинання*** має вигляд:

$$\lg\left(\frac{{w_G}^2\sigma\rho_G}{g{\varepsilon_C}^3\rho_L}{\mu_L}^{0.16}\right) = A - B\left(\frac{L}{G}\right)^{1/4}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{1/8} \qquad (8.26)$$

де A та B – коефіцієнти, які залежать від типу насадки (таблиця 8.1).

Таблиця 8.1. Значення коефіцієнтів A та B для різних типів насадки

Тип насадки	A	B
Плоскопаралельна хордова	0	1.75
Пакетна	0.062	1.55
Кільця Рашига насипом	-0.073	1.55
Кільця Палля	-0.49	1.04
Сідла розміром 25 мм	-0.33	1.04
Сідла розміром 50 мм	-0.58	1.04

Робоча швидкість приймається на 20% нижчою за швидкість газу в точці захлинання:

$$W_p = 0.8W_Г.$$

Лінійна швидкість іншої фази може бути знайдена на основі відношення швидкостей потоків:

$$W_L = W_G\frac{L}{G}$$

Розрахунок висоти насадки апарата

Розрахунок висоти масообмінних апаратів може проводитись, як аналітичним, так і графічним методом.

1. Через число одиниць переносу (ЧОП) і висоту одиниці переносу (ВОП):

$$H = m_y \cdot h_y$$

2. Через об'ємний коефіцієнт масопередачі:

$$H = \frac{G}{K_{yv} \cdot f} m_y$$

3. У випадку, коли лінія рівноваги пряма:

$$H = \frac{G(Y_п - Y_к)}{K_{yv} \cdot f \cdot \Delta Y_{ср}}$$

8.4.6. Методика розрахунку насадкового абсорбера

Основні задачі:

– Для конкретних умов процесу абсорбції при поглинанні заданого цільового компонента обґрунтувати вибір насадки та провести розрахунок протитечійного абсорбера.;

– Розрахувати витрати потужності на проходження газової фази через абсорбер та перекачування рідкої фази.

***Метою роботи є*:** визначення конструктивно-технологічних параметрів насадкового абсорбера з урахуванням умов забезпечення ефективного процесу поглинання цільового компонента.

Вихідні дані до розрахунку:

1. об'ємні витрати газової суміші на вході до абсорбера (за нормальних умов), м^3/с: $V_{Gп}$;
2. Робочий тиск, Па P_a;
3. Робоча температура, ^{o}С: t;

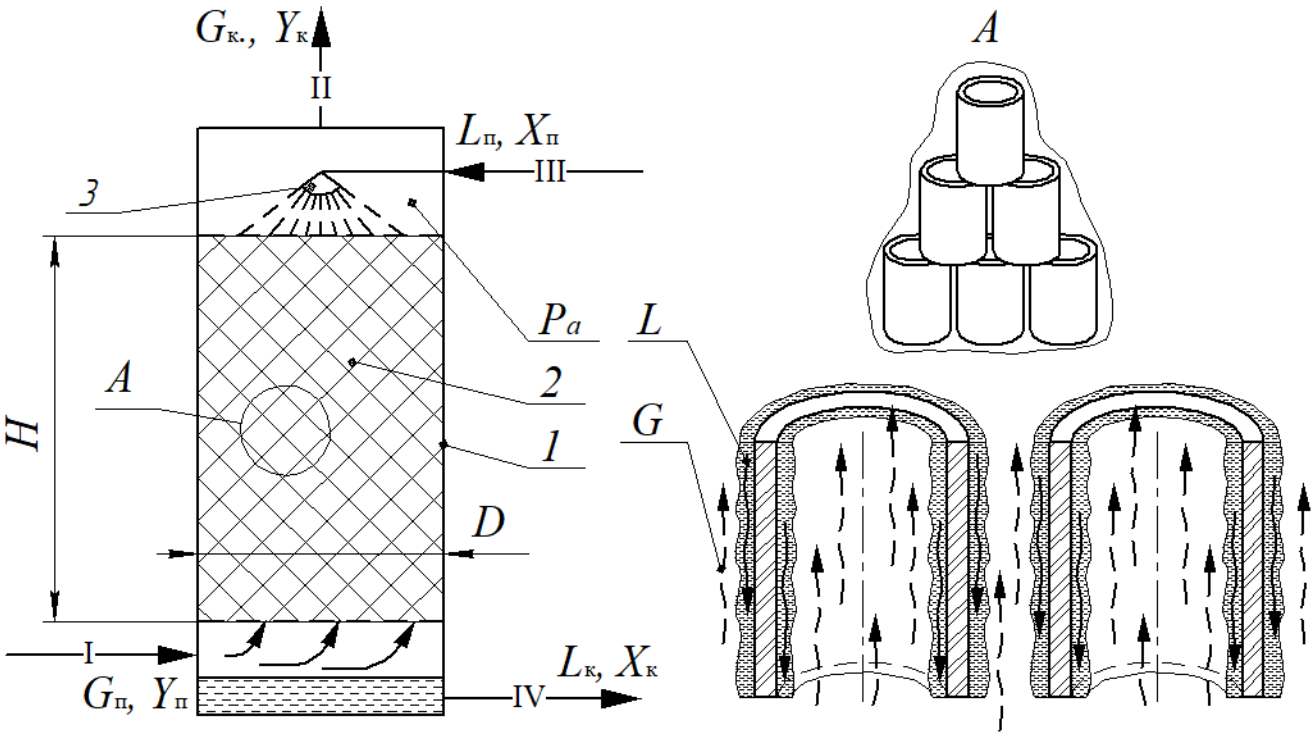
4. Масова частка цільового компонента у газовій фазі на вході до колони, кг$_A$/кг$_{AB}$: $Y_п$;

5. Масова частка цільового компонента у газовій фазі на виході з колони, кг$_A$/кг$_{AB}$: $Y_к$;

6. Початкова масова частка цільового компонента у рідкій фазі на вході до колони, кг$_A$/кг$_{AC}$: $X_п$.;

7. Тип насадки.

Вихідні дані до розрахунку наведено у таблиці Д.8.1.4 додатку 8.1. Розрахункову схему абсорбера наведена на рисунку 8.26.



1 – корпус; 2 – насадка; 3 – зрошувач; I – газ, насичений цільовим компонентом; II – очищений газ; III – поглинач цільового компонента; IV – поглинач, насичений цільовим компонентом; *А* – насадка (наведено кільця Рашига); *Б* – схема взаємодії газу та рідини на насадці; *G*, *L* – газова та рідка фаза відповідно

Рисунок 8.26. Розрахункова схема абсорбера

Матеріальний баланс

Матеріальний баланс процесу абсорбції характеризує процес переносу маси з однієї фази (газової G) до другої (рідкої L) і для випадку протитечії може записуватись рівнянням:

$$-Gd\bar{Y} = Ld\bar{X},$$

де G і L – масові витрати газової [кг$_B$/с] та рідкої [кг$_C$/с] фаз за інертним компонентом.

Виражаємо концентрації цільового компонента у рідкій та газовій фазах у відносних масових частках:

- у газовій фазі G: на вході – $\bar{Y}_п$ [кг$_A$/кг$_B$]; на виході – $\bar{Y}_к$ [кг$_A$/кг$_B$];
- у рідкій фазі L (поглиначі): на вході – $\bar{X}_п$ [кг$_A$/кг$_C$]; на виході – $\bar{X}_к$ [кг$_A$/кг$_C$].

Початкова та ***кінцева*** відносна масова частка цільового компонента у газовій фазі (G) визначається як, кг$_A$/кг$_B$:

- початкова: $$\bar{Y}_п = \frac{Y_п}{1 - Y_п}$$
- кінцева: $$\bar{Y}_к = \frac{Y_к}{1 - Y_к}$$

Початкова відносна масова частка цільового компонента у рідкій фазі (L) визначається як, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_п = \frac{X_п}{1 - X_п}$$

Для всього абсорбера при зміні концентрації (відносної масової частки) у газовій фазі від $\bar{Y}_п$ до $\bar{Y}_к$ [кг$_A$/кг$_B$] і в рідкій фазі від $\bar{X}_п$ до $\bar{X}_к$ [кг$_A$/кг$_C$] рівняння матеріального балансу по цільовому компоненту набуває виду:

$$G(\bar{Y}_п - \bar{Y}_к) = L(\bar{X}_к - \bar{X}_п)$$

$$G(\bar{Y}_п - \bar{Y}_к) = G_п - G_к = G_п Y_п - G_к Y_к$$

$$L(\bar{X}_к - \bar{X}_п) = L_к - L_п = L_к L_к - L_п X_п$$

Звідки питомі витрати абсорбенту (поглинача) визначаються, як:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{\bar{Y}_п - \bar{Y}_к}{\bar{X}_к - \bar{X}_п}$$

На діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$ питомі витрати поглинача є тангенсом кута нахилу робочої лінії процесу AB – α:

$$l = \text{tg}\alpha = L/G$$

Визначення мінімальних питомих витрат поглинача

Метою розрахунків є визначення мінімальних питомих витрат поглинача за умови досягнення стану максимального насичення (стану рівноваги) рідкої фази.

Проводимо аналіз щодо вибору концентрації цільового компонента на виході з абсорбера $\bar{X}_{\text{к}}$, рисунок 8.21.

Для визначення $\bar{X}_{\text{к}}^{\text{р}}$ необхідно скористатися законом Генрі, який описує стан рівноваги:

$$y^{\text{р}} = \frac{\Psi}{P_a} x = mx \tag{8.27}$$

де $y^{\text{р}}$ – рівноважна ***мольна концентрація*** цільового компонента у газовій фазі G, **кмоль**$_A$**/кмоль**$_{AB}$;

Ψ – константа Генрі, Па (Додаток Д.8.2, таблиця Д.8.2.4 та Д.8.2.5);

x – ***мольна концентрація*** цільового компонента у рідкій фазі L, **кмоль**$_A$**/кмоль**$_{AC}$.

Із рівняння (8.27) коефіцієнт розподілення визначається як:

$$m = \frac{\Psi}{P_a}$$

Якщо виразити концентрацію через ***відносні масові концентрації*** цільового компонента у газовій фазі $\bar{Y}^{\text{р}}$ **[кг**$_A$**/кг**$_B$**]** та у рідкій – $\bar{X}$ **[кг**$_A$**/кг**$_C$**]** тоді закон Генрі запишеться як:

$$\bar{Y}^{\text{р}} = \frac{\bar{X} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}(1-m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

де M_A, M_B та M_C – молекулярні маси компонентів A, B та C відповідно, кг/кмоль (Додаток Д.8.2, таблиця Д.8.2.1).

Для прикладу, молекулярна маса води (H_2O) становить, кг$_C$/кмоль$_C$:

$$M_C = 1.008 \cdot 2 + 15.999 = 18.015.$$

Молекулярна маса повітря (газового інертного носія *B*), кг$_B$/кмоль$_B$:

$$M_B = 28.96$$

Оскільки при $\bar{X}_{\text{к}}^{\text{р}}$ початкова концентрація цільового компоненту відповідає рівноважній $\bar{Y}_{\text{п}} = \bar{Y}^{\text{р}}$, тому кінцева рівноважна ***відносна масова частка*** цільового компонента *A* у рідкому поглиначі *L* визначається як [**кг$_A$/кг$_C$**]:

$$\bar{X}_{\text{к}}^{\text{р}} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}} \dfrac{M_A}{M_C}}{\bar{Y}_{\text{п}}(m-1) + m\dfrac{M_A}{M_B}}$$

За значенням $\bar{X}_{\text{к}}^{\text{р}}$ [кг$_A$/кг$_C$] визначаються мінімальні питомі витрати поглинача, [кг$_C$/кг$_B$]:

$$l_{\min} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}}{\bar{X}_{\text{к}}^{\text{р}} - \bar{X}_{\text{п}}}$$

Дійсні питомі витрати поглинача обираються на 20% більше ніж $l_{\min}$, тому [кг$_C$/кг$_B$]:

$$l_{\text{д}} = 1.2 l_{\min}$$

Для визначення дійсної кінцевої відносної масової частки цільового компонента *A* у рідкій фазі *L* у рівняння (2.13) підставляється значення $l_{\text{д}}$ замість l_{min}. Тоді дійсна кінцева відносна масова частка цільового компонента *A* у рідкій фазі *L*, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{к}} = \frac{l_{\text{д}}\bar{X}_{\text{п}} + \bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}}{l_{\text{д}}}$$

Для визначення масових витрат поглинача спочатку визначаються масові витрати газу.

Дійсні об’ємні витрати газової суміші на вході з урахуванням заданої температури, м^3/с:

$$V_{\text{G.п.(дійсні)}} = V_{\text{G.п.}} \frac{t + T_0}{T_0}$$

де T_0 – абсолютна температура, що відповідає 0°С, $T_0 = 273$ К.

Густина газової суміші на вході, кг/м^3:

$$\rho_G = \rho_A Y_п + \rho_B (1 - Y_п)$$

де ρ_A – густина цільового компонента A за даних умов, кг$_A$/м^3 (Таблиця Д.8.2.2);

ρ_B – густина газового носія B цільового компонента A за даних умов, кг$_B$/м^3 (Додаток 8.2, таблиця Д.8.2.2).

Масові витрати газової суміші на вході, кг$_{A+B}$/с:

$$G_п = \rho_G V_{G.п.(дійсні)}$$

Визначення середньої рушійної сили процесу

Метою розрахунку є визначення середньої рушійної сили процесу.

Для визначення середньої рушійної сили необхідно визначити умови рівноважного стану.

Рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі G за законом Генрі визначається за рівнянням (8.16).

– початкова рівноважна відносна масова частка у газовій фазі G, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_п^{\,р} = \frac{\bar{X}_к m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_к (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

– кінцева рівноважна відносна масова частка у газовій фазі G, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_к^{\,р} = \frac{\bar{X}_п m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_п (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

Для зручності побудови робочої та рівноважної ліній процесу на діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$, рисунок 8.27, рекомендовано записувати одержані значення відносних масових часток цільового компонента A у газовій G та рідкій L фазах відповідно до точок A та B робочого процесу окремою таблицею.

– Рушійна сила по газовій фазі G у точці A, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{т.A} = \bar{Y}_к - \bar{Y}_к^{\,р}$$

– Рушійна сила по газовій фазі G у точці B, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{т.B} = \bar{Y}_п - \bar{Y}_п^{\,р}$$

Дані, необхідні для побудови робочої та рівноважної ліній процесу

Фаза	Відносна масова частка компонента А	Точка *A*	Точка *B*
рідка (*L*)	робоча	$\bar{X}_п$	$\bar{X}_к$
газова (*G*)	робоча	$\bar{Y}_к$	$\bar{Y}_п$
	рівноважна	$\bar{Y}_к^{р}$	$\bar{Y}_п^{р}$

Для визначення середньої рушійної сили процесу масообміну одержані значення рушійної сили в точці *A* та точці *B* порівнюються між собою, визначається більше ($\Delta\bar{Y}_б$) та менше ($\Delta\bar{Y}_м$) значення:

$$\Delta\bar{Y}_б = \max\{\Delta\bar{Y}_{т.A}; \Delta\bar{Y}_{т.B}\}$$

$$\Delta\bar{Y}_м = \min\{\Delta\bar{Y}_{т.A}; \Delta\bar{Y}_{т.B}\}$$

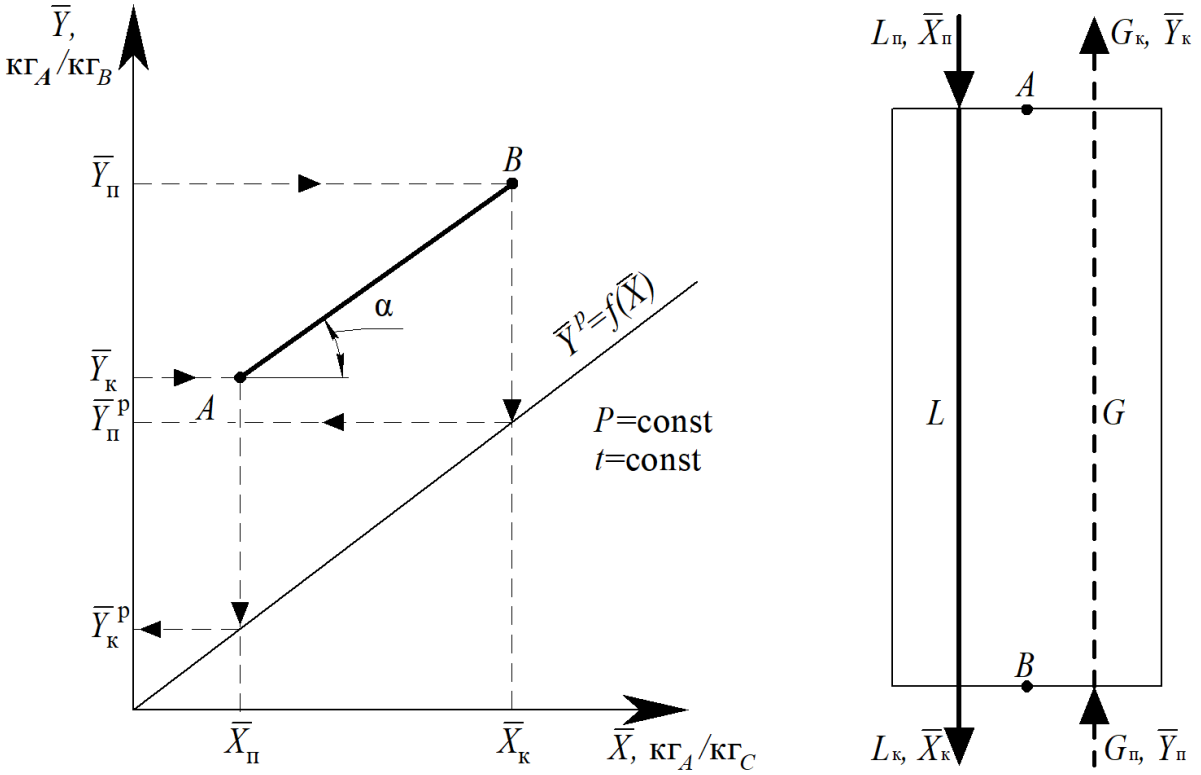


Рисунок 8.27. Побудова робочої та рівноважної ліній процесу на $\bar{Y}=f(\bar{X})$ діаграмі

Якщо $\Delta\bar{Y}_б/\Delta\bar{Y}_м \leq 2$, тоді середня рушійна сила процесу масообміну визначається як їх середнє арифметичне значення, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{б}} + \Delta\bar{Y}_{\text{м}}}{2}$$

Якщо $\Delta\bar{Y}_{\text{б}}/\Delta\bar{Y}_{\text{м}} > 2$, тоді середня рушійна сила процесу масообміну визначається як їх середнє логарифмічне значення, кг$_A$/кг$_B$:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{б}} - \Delta\bar{Y}_{\text{м}}}{\ln\left(\frac{\Delta\bar{Y}_{\text{б}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{м}}}\right)}.$$

Визначення робочої швидкості газу в абсорбері

Метою розрахунків є визначення швидкості газу в апараті, при якій забезпечується повне змочування поверхні шару насадки обраного типу та визначення діаметру абсорбційної колони.

За даними таблиці Д.8.2.6 (Додаток 8.2) обирається насадка, рисунок 8.28, із максимальною питомою поверхнею, оскільки при цьому з основного рівняння масообміну будуть менші габарити апарата.

Рисунок 8.28. Насадки абсорбційних колон

Еквівалентний діаметр насадки, м:

$$d_{\text{е}} = \frac{4\varepsilon_{\text{с}}}{\sigma}.$$

Гранична швидкість газу в абсорбері в точці захлинання, м/с:

$$w_{\text{гр}} = \sqrt{\frac{10^{A-B\left(\frac{L}{G}\right)^{0.25}\left(\frac{\rho_B}{\rho_C}\right)^{0.125}}}{\frac{\sigma}{\text{g}\varepsilon_{\text{с}}^3\rho_C}\mu_C{}^{0.16}}}. \qquad (8.28)$$

де μ_C– коефіцієнти динамічної в'язкості поглинача *C* (води) при робочій температурі (***підставляється в міліпаскалях*** на секунду – мПа×с);

ρ_C та ρ_B – густина поглинача *L* (води – *C*) та газового носія *G* (повітря – *B*) при заданій температурі *t*, кг/м^3;

A та *B* – коефіцієнти залежать від типу насадки, таблиця 8.1, (приймається, що *A*=-0.073, *B*=1.75).

Робоча швидкість газу в колоні приймається на 20% менше граничної, м/с:

$$w_{\text{р}} = 0.8w_{\text{гр}}.$$

Тоді розрахунковий діаметр колони, м:

$$D_{\text{розрах.}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{G.п.(дійсні)}}}{\pi w_{\text{р}}}}.$$

Приймається стандартний діаметр обичайки *D* зі стандартного ряду: 0.4; 0.5; 0.6; 0.8; 1.0; 1.2; 1.4; 1.6; 1.8; 2.2; 2.6; 3.0.

Щільність зрошення абсорбційної колони, м^3/(м^{2}с):

$$U = \frac{L}{\frac{\pi D^2}{4}\rho_C}.$$

Оптимальна щільність зрошення колони, при якій у процесі масообміну задіяна вся поверхня насадки (вся поверхня насадки змочена рідким поглиначем), м^3/(м^2·с):

$$U_{\text{опт.}} = \frac{\sigma\Gamma_{min}}{\rho_C},$$

де Γ_{min} – мінімальна лінійна щільність зрошення, кг/(м·с):

$$\Gamma_{min} = 3.95 \cdot 10^{-8}\sigma_L{}^{3.6}\mu_C{}^{0.49},$$

де σ_L – поверхневий натяг слабкого розчину в залежності від заданої робочої температури t, мН/м:

$$\sigma_L = (-1.629 \cdot 10^{-4} t + 8.576 \cdot 10^{-2}) 10^3.$$

Якщо $U/U_{\text{опт.}} < 1$, то це означає, що не вся поверхня насадки задіяна, а отже необхідно обрати інший типорозмір насадки та зробити перерахунки.

Якщо $U/U_{\text{опт.}} \geq 1$, то вся поверхня насадки змочена, у такому випадку коефіцієнт змочуваності насадки φ=1, при цьому співвідношення не повинно значно перевищувати 1 (у такому випадку на насадці велика товщина плівки та перевитрата поглинача).

Остаточно приймається робоча швидкість газової фази, м/с:

$$w_{\text{р}} = \frac{4V_{\text{G.п.(дійсні)}}}{\pi D^2}.$$

Визначення висоти насадки (перший спосіб)

Для визначення висоти насадки необхідно розрахувати коефіцієнт масопередачі.

Для цього розраховуємо коефіцієнт молекулярної дифузії газів у повітрі (при робочій температурі t та тиску P_a), м^2/с:

$$D_G = D_G^0 \frac{P_0}{P_{\text{а}}} \cdot \left(\frac{t + T_0}{T_0}\right)^{3/2},$$

де D_G^0 – коефіцієнт молекулярної дифузії газів і парів у повітрі за нормальних умов при температурі 0°С (Додаток 8.2, таблиця Д.8.2.7), м^2/с.

P_0 – атмосферний тиск за нормальних умов ($P_0 = 101325$ Па).

Необхідно визначити режим руху (при заданих умовах повинен бути турбулентний режим). Критерій Рейнольдса для газової суміші (*A+B)*:

$$\text{Re}_G = \frac{4 w_{\text{р}} \rho_G}{\mu_G \sigma}.$$

де μ_G – коефіцієнт динамічної в'язкості газової суміші, Па×с:

$$\mu_G = \mu_A Y_{\text{п}} + \mu_B (1 - Y_{\text{п}}),$$

де μ_A та μ_B – коефіцієнти динамічної в'язкості відповідно цільового компонента *A* та інертного газу *B* (Додаток 8.2, таблиця Д.8.2.8), Па×с.

Дифузійний критерій Прандтля для газової суміші (*A+B)*:

$$\mathrm{Pr}_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}.$$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, м/с:

$$\beta'_y = 0.407\frac{D_G}{d_e}\left(\mathrm{Re}_G{}^{0.655}\right)\mathrm{Pr}_G{}^{0.33}.$$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі у необхідній розмірності, кг/м^{2}с:

$$\beta_y = \beta'_y \rho_G.$$

Коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при заданій температурі, м^2/с:

$$D_L = D_{LA_{20}}\left(1 + 0.02(t - 20)\right)$$

де $D_{LA_{20}}$ – коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при температурі 20° (Додаток 8.2, таблиця Д.8.2.9), м^2/с.

Густина рідкої фази на вході, кг/м^3

$$\rho_L = \rho_A X_{\text{п}} + \rho_C(1 - X_{\text{п}})$$

де ρ_A та ρ_C – густина відповідно цільового компонента *A* та рідкого поглинача *C* (води) за робочої температури (Додаток 8.2, таблиця Д.8.2.2), кг/м^3.

$X_{\text{п}}$ – початкова масова частка цільового компонента *A* в рідкій фазі *L*, кг$_A$/кг$_C$.

Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої суміші (*A+C*) на вході, Па × с:

$$\mu_L = \mu_A X_{\text{п}} + \mu_C(1 - X_{\text{п}})$$

Товщина плівки рідкої суміші (*A+C*), що стікає по поверхні насадки, м:

$$\delta_{\text{плівки}} = \left(\frac{\mu_L{}^2}{\mathrm{g}\rho_L{}^2}\right)^{0.33}$$

Модифікований критерій Рейнольдса для рідкої суміші (*A+C*), що стікає:

$$\mathrm{Re}_L = \frac{4U\rho_L}{\sigma\mu_L}$$

Дифузійний критерій Прандтля для рідкої суміші (*A+C*):

$$\mathrm{Pr}_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L}$$

Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі, м/с:

$$\beta'_x = A\frac{D_L}{\delta_{\text{плівки}}}\mathrm{Re}_L{}^{m_1}\mathrm{Pr}_L{}^{n_1}$$

де A, m_1 та n_1 – коефіцієнти: A=0.0021; m_1=0.75; n_1=0.5.

Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі в необхідній розмірності, кг/м^{2}с:

$$\beta_x = \beta'_x \rho_L$$

Коефіцієнт масопередачі в абсорбері, кг/м^{2}с:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}} \quad \text{або} \quad K_x = \frac{1}{\frac{1}{m'\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}}$$

де m' – коефіцієнт розподілення, який визначається, як відношення кінцевої рівноважної відносної масової частки цільового компонента A у газовій фазі G до початкової відносної масової концентрації A у рідкій фазі L:

$$m' = \frac{\bar{Y}_{\text{к}}^{\text{р}}}{\bar{X}_{\text{п}}}$$

або:

$$m' = m\frac{M_C}{M_B}$$

Продуктивність абсорбера по цільовому компоненту, що поглинається, кг$_A$/с:

$$M = G(\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}})$$

Поверхня масообміну визначається з основного рівняння масопередачі:

$$M = K_y \Delta\bar{Y}_{\text{сер}} F_{\text{масообміну}}$$

звідки поверхня масообміну, м^2:

$$F_{\text{масообміну}} = \frac{M}{K_y \Delta\bar{Y}_{\text{сер}}}$$

Тоді висота насадки в колоні, м:

$$H_{\text{насадки}} = \frac{F_{\text{масообміну}}}{\sigma\frac{\pi D^2}{4}}$$

Загальна висота абсорбційної колони, м:

$$H_{\text{абсорбера}} = H_{\text{насадки}} + h_1 + h_2$$

де $h_1 = 0.8$ м – відстань від шару насадки до кришки абсорбера;

$h_2 = 1.3$ м – відстань від насадки до днища абсорбера.

Конструктивну схему абсорбера наведено на рисунку 8.29.

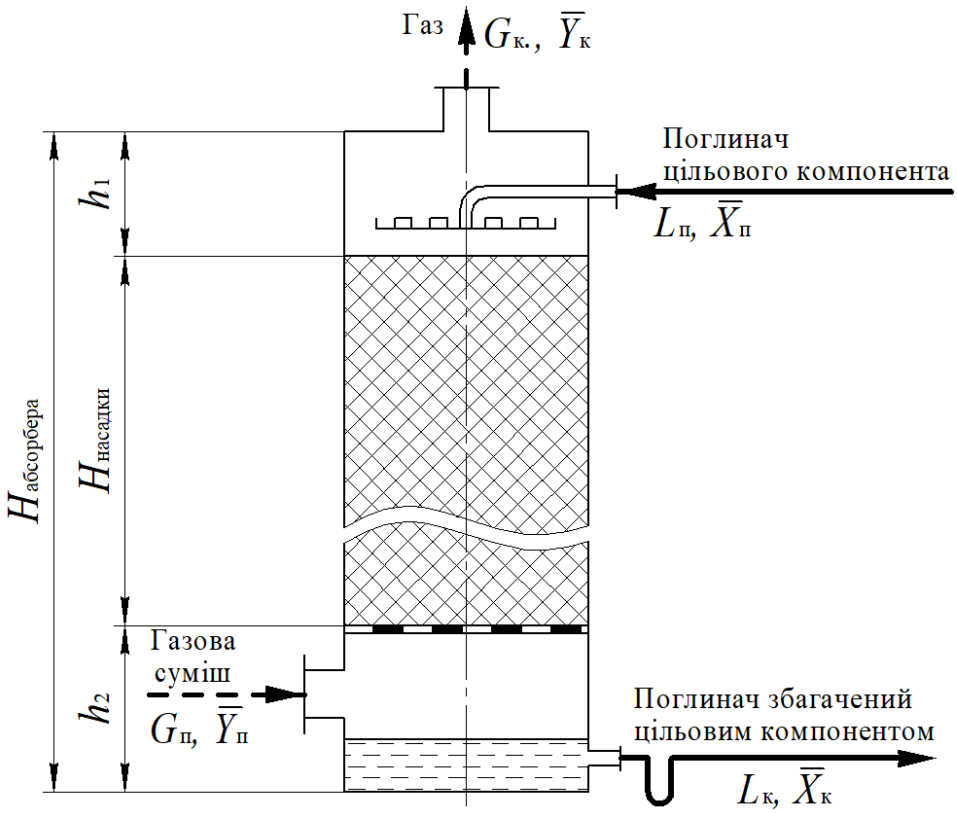


Рисунок 8.29. Конструктивна схема абсорбера

Визначення висоти насадки (другий спосіб)

Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) для випадку, коли лінія рівноваги пряма

На діаграмі $\overline{Y}=f(\overline{X})$ виконується графічна побудова, (див.п. 8.2.7.), за результатами якої визначається кількість сходинок, яка дорівнює ЧОП – m_y та у випадку наявності неповної сходинки визначається довжина відрізка $\overline{FP}$ та $\overline{FG}$, після чого розраховується загальне число одиниць переносу:

$$m_{y(\text{графічно})} = m_{y\ \text{цілих}} + \frac{\overline{FP}}{\overline{FG}},$$

де $m_{y\ \text{цілих}}$ – кількість повних сходинок (трикутників) за результатами графічної побудови.

Висота одиниці переносу (ВОП) обернено пропорційна коефіцієнту масопередачі:

$$h_y = \frac{G}{K_y \sigma \frac{\pi D^2}{4}}$$

Отже висота насадки визначиться за виразом, м:

$$H_{\text{насадки}} = m_y h_y$$

Для випадку, коли лінія рівноваги пряма:

$$H_{\text{насадки}} = \frac{G(\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}})}{K_y \sigma \frac{\pi D^2}{4} \Delta \bar{Y}_{\text{сер}}}$$

По аналогії з коефіцієнтом масопередачі, який виражається через коефіцієнти масопередачі в фазах G і L, можна виразити загальну висоту одиниці переносу в фазах G і L як h_y і h_x, відповідно:

$$h_{\text{заг}} = h_y + \frac{mG}{L} h_x$$

або:

$$h_{\text{заг}} = h_x + \frac{L}{mG} h_y$$

Гідравлічний опір насадки

Метою розрахунку є визначення гідравлічного опору насадкового абсорбера при застосуванні обраного типу насадки.

Визначається режиму руху газової фази G:

Якщо $\text{Re}_G < 40$, то режим ламінарний, якщо $\text{Re}_G > 40$ – турбулентний.

Коефіцієнт опору сухої насадки:

– при ламінарному режимі:

$$\lambda = \frac{140}{\text{Re}_G}$$

– при турбулентному режимі:

$$\lambda = \frac{16}{{Re_G}^{0.2}}$$

Гідравлічний опір сухої насадки, Па:

$$\Delta P_{\text{сухої}} = \frac{\lambda H_{\text{насадки}}}{d_e} \cdot \frac{{w_{\text{р}}}^2 \rho_G}{2}$$

Гідравлічний опір змоченої насадки, Па:

$$\Delta P_{\text{змоченої}} = 1.2\Delta P_{\text{сухої}}$$

Тиск утворений газодувкою, Па:

$$\Delta P_{\text{газодувки}} = 1.05\Delta P_{\text{змоченої}}$$

Рідкий поглинач підводиться у верхню частину колони через трубу, висота якої приймається рівною висоті абсорбера. Тому гідравлічний опір визначається як гідростатичний тиск стовпа рідини (поглинача), Па:

$$\Delta P_{\text{насоса}} = \rho_L \mathrm{g} H_{\text{абсорбера}}$$

Розрахунок витрат енергії на проведення процесу абсорбції

Метою даного розрахунку є визначення витрат енергії на роботу газодувки та насоса при проведенні процесу масообміну.

Потужність, яка затрачається газодувкою, Вт:

$$N_{\text{газодувки}} = \Delta P_{\text{газодувки}} V_{\text{G.п.(дійсні)}}$$

Рідкий поглинач із початковим вмістом цільового компонента $\bar{X}_{\text{п}}$ підводиться у верхній частині абсорбційної колони із початковими масовими витратами $L_{\text{п}}$, які визначаються з рівняння матеріального балансу, кг$_{AC}$/с:

$$L_{\text{п}} = L(1 + \bar{X}_{\text{п}})$$

Об'ємні секундні витрати рідкого поглинача на вході в абсорбер, м$_{AC}^3$/с:

$$V_{L.\text{п}} = \frac{L_{\text{п}}}{\rho_L}$$

Потужність, яка затрачається насосом, Вт:

$$N_{\text{насоса}} = \Delta P_{\text{насоса}} V_{L.\text{п}}$$

Тоді загальні витрати енергії, Вт:

$$\Sigma N = N_{\text{газодувки}} + N_{\text{насоса}}$$

<u>Показник ефективності абсорбера</u>

Показник ефективності абсорбера (енергія, що затрачається на поглинання 1 кг цільового компоненту) визначається як, Вт/кг$_A$:

$$J = \frac{\Sigma N}{M}$$

8.4.7. Приклад програми розрахунку насадкового абсорбера в *Mathcad*

1. Вихідні дані:

Позначення індексів:

A - цільовий компонент
B - носій цільового компонента у газовій фазі
C - поглинач цільового компонента у рідкій фазі
G - газова фаза
L - рідка фаза
п - початок процесу
к - кінець процесу

Об'ємні витрати газової суміші на вході

$\frac{м^3}{с}$ $V_{G.п} := 1.8$

Робочий тиск:

Па $P_a := 0.1 \cdot 10^6$

Температура поглинача:

°C $t := 23$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на початку процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AB}}$ $Y_п := 0.2$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі вкінці процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AB}}$ $Y_к := 0.04$

Масова частка цільового компонента у рідкій фазі на початку процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AC}}$ $X_п := 10^{-8}$

Задано цільовий компонент: CO2

Матеріальний баланс процесу

1. Відносні масові частки цільового компонента А:

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента А у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_п := \frac{Y_п}{(1 - Y_п)} = \frac{0.2}{1 - 0.2} = 0.25$$

Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента А у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_к := \frac{Y_к}{(1 - Y_к)} = \frac{0.04}{1 - 0.04} = 0.042$$

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента А у рідкій фазі L:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_п := \frac{X_п}{(1 - X_п)} = \frac{10^{-8}}{1 - 10^{-8}} = 1 \times 10^{-8}$$

2. Константа Генрі для заданого цільового компонента:

$$Па \quad \Psi := 147370 \cdot e^{0.0218 \cdot t} = 147370 \cdot e^{0.0218 \cdot 23} = 2.433 \times 10^5$$

Для проведення подальших розрахунків прийнято, що при поглинанні цільового компонента водою теплота не виділяється (ізотермічна абсорбція)

3. Коефіцієнт розподілення:

$$m := \frac{\Psi}{P_a} = \frac{243312.45276197689}{0.1 \cdot 10^6} = 2.433$$

4. Молекулярна маса цільового компонента та його носіїв:

Молекулярна маса хімічних елементів:

$$\frac{кг}{кмоль} \quad C := 12.0107 \quad O := 15.9994 \quad H := 1.0079 \quad S := 32.066 \quad N := 14.0067 \quad Cl := 35.4527$$

Молекулярна маса цільового компонента (CO2):

$$\frac{кг_A}{кмоль_A} \quad M_A := C + O \cdot 2 = 12.0107 + 15.9994 \cdot 2 = 44.01$$

Молекулярна маса носія цільового компонента у газовій фазі (повітря)

$$\frac{кг_B}{кмоль_B} \quad M_B := 28.97$$

Молекулярна маса поглинача цільового компонента у рідкій фазі (води):

$$\frac{кг_{H2O}}{кмоль_{H2O}} \quad M_{H2O} := H \cdot 2 + O = 1.0079 \cdot 2 + 15.9994 = 18.015$$

$$\frac{кг_C}{кмоль_C} \quad M_C := M_{H2O} = 18.015$$

5. Рівноважна відносна масова частка цільового компонента А у рідкій фазі С на виході:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{к.рівноважна} := \frac{"Y"_п \cdot \frac{M_A}{M_C}}{"Y"_п \cdot (m-1) + m \cdot \frac{M_A}{M_B}} = \frac{0.25 \cdot \frac{44.01}{18.015}}{0.25 \cdot (2.433-1) + 2.433 \cdot \frac{44.01}{28.97}} = 0.151$$

6. Мінімальні питомі витрати поглинача (для умови, коли $"X"_к = "X"_{к.рівноважна}$)

$$\frac{кг_C}{кг_B} \quad l_{min} := \frac{"Y"_п - "Y"_к}{"X"_{к.рівноважна} - "X"_п} = \frac{0.25 - 0.042}{0.151 - 10^{-8}} = 1.377$$

7. Дійсні питомі витрати поглинача приймаються на 20% більшими ніж мінімальні:

$$\frac{кг_C}{кг_B} \quad l_д := l_{min} \cdot 1.2 = 1.377 \cdot 1.2 = 1.652$$

8. Для одержаного значення дійсних питомих витрат поглинача визначається дійсна кінцева відносна масова концентрація цільового компонента у рідкій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_к := \frac{l_д \cdot "X"_п + "Y"_п - "Y"_к}{l_д} = \frac{1.652 \cdot 10^{-8} + 0.25 - 0.042}{1.652} = 0.126$$

9. Значення абсолютної температури:

К $\quad T_0 \equiv 273$

10. Дійсні об'ємні витрати газової суміші на вході, з урахуванням заданої температури

$$\frac{м_{AB}^3}{с} \quad V_{G.п.дійсні} := V_{G.п} \cdot \left(\frac{t + T_0}{T_0}\right) = 1.8 \cdot \frac{23 + 273}{273} = 1.952$$

11. Густина цільового компонента (А):

$$t_\rho := (0 \;\; 10 \;\; 20 \;\; 30 \;\; 40 \;\; 50 \;\; 60 \;\; 70 \;\; 80 \;\; 90)^T$$

$$\frac{кг_A}{м^3} \quad \rho_{CO2.} := (1.947 \;\; 1.883 \;\; 1.818 \;\; 1.756 \;\; 1.700 \;\; 1.646 \;\; 1.597 \;\; 1.549 \;\; 1.505 \;\; 1.462)^T$$

$$\frac{кг_A}{м^3} \quad \rho_A := \mathrm{linterp}(t_\rho, \rho_{CO2.}, t) = 1.799$$

Густина інертного газового носія (повітря):

$$t_{повітря} := (-20 \;\; -15 \;\; -10 \;\; -5 \;\; 0 \;\; 10 \;\; 15 \;\; 25 \;\; 1200)^T$$

$$\rho_{повітря} := (1.395 \;\; 1.369 \;\; 1.342 \;\; 1.318 \;\; 1.293 \;\; 1.247 \;\; 1.226 \;\; 1.185 \;\; 0.239)^T$$

$$\rho_{повітря}(t) := \mathrm{linterp}(t_{повітря}, \rho_{повітря}, t)$$

$$\frac{кг_B}{м^3} \quad \rho_B := \rho_{повітря}(t) = 1.193$$

12. Густина газової суміші на вході (через масові частки компонентів):

$$\frac{кг_{AB}}{м^3} \quad \rho_G := \rho_A \cdot Y_п + \rho_B \cdot (1 - Y_п) = 1.799 \cdot 0.2 + 1.193 \cdot (1 - 0.2) = 1.314$$

13. Тоді масові витрати газової суміші на вході

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_п := \rho_G \cdot V_{G.п.дійсні} = 1.314 \cdot 1.952 = 2.565$$

14. Масові витрати інертного газу (газового носія цільового компонента):

$$\frac{кг_B}{с} \quad G := \frac{G_п}{1 + "Y"_п} = \frac{2.564928}{1 + 0.25} = 2.052$$

15. Витрати абсорбенту або рідкого поглинача цільового компоненту (води):

$$\frac{кг_C}{с} \quad L := G \cdot l_д = 2.052 \cdot 1.652 = 3.39$$

Визначення середньої рушійної сили процесу

Визначення рівноважного стану (при вираженні через відносні масові частки):

Рівноважна відносна масова частка цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{рівноваги}("X") := \frac{"X" \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X" \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

16. Початкова рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.рівноважна} := \frac{"X"_к \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_к \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.126 \cdot 2.433 \cdot \frac{44.01}{28.97}}{0.126 \cdot (1 - 2.433) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.206$$

17. Кінцева рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.рівноважна} := \frac{"X"_п \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_п \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{10^{-8} \cdot 2.433 \cdot \frac{44.01}{28.97}}{10^{-8} \cdot (1 - 2.433) + \frac{44.01}{18.015}} = 1.513 \times 10^{-8}$$

18. Графічна побудова лінії рівноваги та робочої лінії процесу

Графічна побудова робочої лінії процесу

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі - повітрі (знайдена на початку розрахунку): $\frac{кг_A}{кг_B}$ $"Y"_п = 0.25$ при $"X"_к = 0.126$ $\frac{кг_A}{кг_C}$

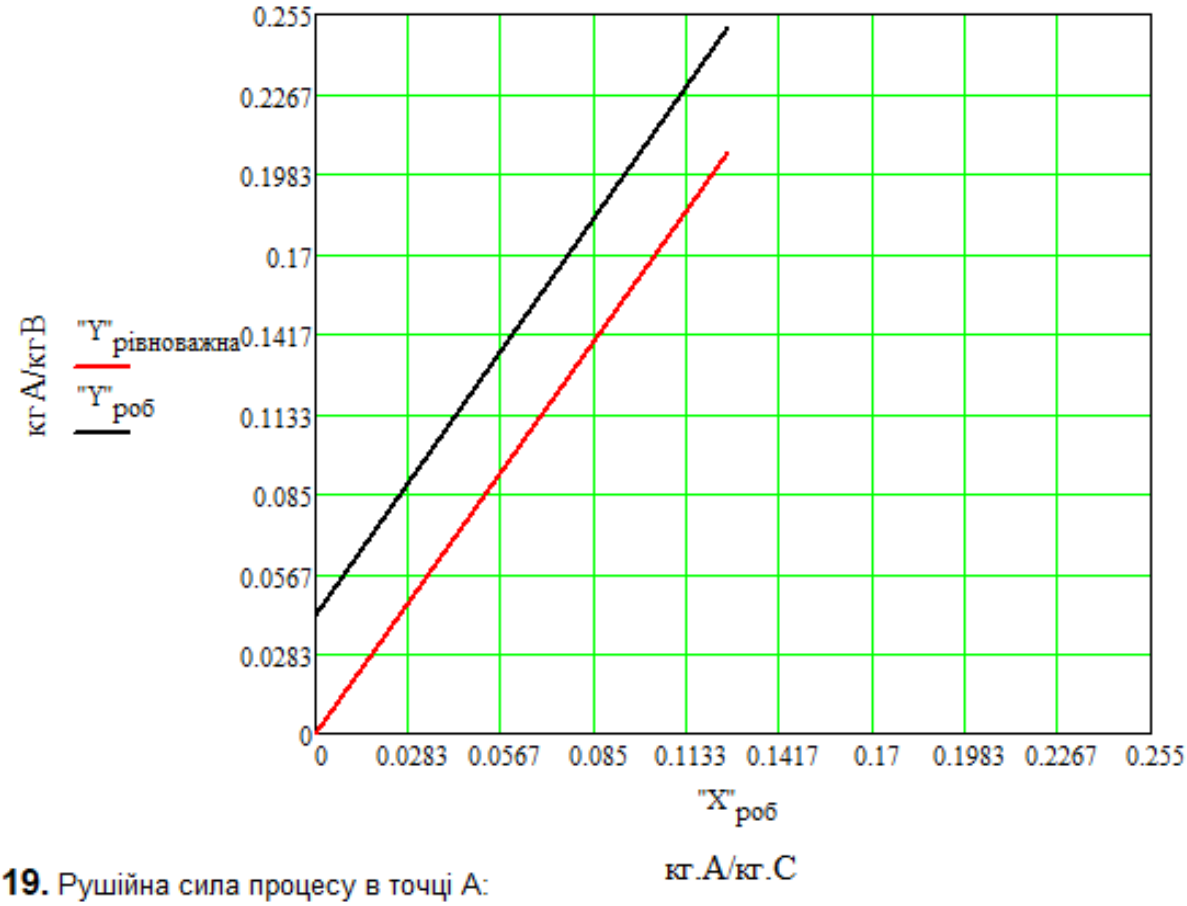
Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі - повітрі (знайдена на початку розрахунку): $\frac{кг_A}{кг_B}$ $"Y"_к = 0.042$ при $"X"_п = 1 \times 10^{-8}$ $\frac{кг_A}{кг_C}$

Робоча лінія будується по точках:

Точка А:

Точка В:

$$"X"_{роб} := \begin{pmatrix} "X"_п \\ "X"_к \end{pmatrix} \quad "Y"_{роб} := \begin{pmatrix} "Y"_к \\ "Y"_п \end{pmatrix} \quad "Y"_{рівноважна} := \begin{pmatrix} "Y"_{к.рівноважна} \\ "Y"_{п.рівноважна} \end{pmatrix}$$



19. Рушійна сила процесу в точці А:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{т.A} := "Y"_к - "Y"_{к.рівноважна} = 0.042 - 1.513 \cdot 10^{-8} = 0.042$$

20. Рушійна сила процесу в точці В:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{т.B} := "Y"_п - "Y"_{п.рівноважна} = 0.25 - 0.206 = 0.044$$

21. Приймаємо більше та менше значення рушійної сили по газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{менше} := \min(\Delta Y_{т.A}, \Delta Y_{т.B}) = 0.042$$

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad \Delta Y_{більше} := \max(\Delta Y_{т.A}, \Delta Y_{т.B}) = 0.044$$

$$\frac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}} = \frac{0.044}{0.042} = 1.048$$

22. Середня рушійна сила процесу:

$$\frac{кг_A}{кг_B}\ \Delta Y_{сер} := \begin{cases} \dfrac{\Delta Y_{більше} + \Delta Y_{менше}}{2} & \text{if } \dfrac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}} \le 2 \\ \dfrac{\Delta Y_{більше} - \Delta Y_{менше}}{\ln\left(\dfrac{\Delta Y_{більше}}{\Delta Y_{менше}}\right)} & \text{otherwise} \end{cases} = \frac{0.044 + 0.042}{2} = 0.043$$

Визначення швидкості в абсорбері

23. Задаємося рядом параметрів можливих видів насадок:

Регулярні керамічні кільця Рашига:

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$	м	$\frac{кг}{м^3}$
1	50x50x5	$\sigma_1 := 110$	$\varepsilon_{c1} := 0.735$	$d_{e1} := 0.027$	$\rho_{e1} := 650$
2	80x80x8	$\sigma_2 := 80$	$\varepsilon_{c2} := 0.72$	$d_{e2} := 0.036$	$\rho_{e2} := 670$
3	100x100x10	$\sigma_3 := 60$	$\varepsilon_{c3} := 0.72$	$d_{e3} := 0.048$	$\rho_{e3} := 670$

Нерегулярні керамічні кільця Рашига:

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
4	6x6x1,5	$\sigma_4 := 940$	$\varepsilon_{c4} := 0.65$
5	8x8x1,5	$\sigma_5 := 550$	$\varepsilon_{c5} := 0.65$
6	10x10x1,5	$\sigma_6 := 440$	$\varepsilon_{c6} := 0.7$
7	15x15x2	$\sigma_7 := 330$	$\varepsilon_{c7} := 0.7$
8	25x25x3	$\sigma_8 := 200$	$\varepsilon_{c8} := 0.74$
9	35x35x4	$\sigma_9 := 140$	$\varepsilon_{c9} := 0.78$
10	50x50x5	$\sigma_{10} := 90$	$\varepsilon_{c10} := 0.785$
11	80x80x8	$\sigma_{11} := 65$	$\varepsilon_{c11} := 0.77$
12	100x100x10	$\sigma_{12} := 61$	$\varepsilon_{c12} := 0.81$

Нерегулярні сталеві кільця Рашига:

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
13	10x10x0,5	$\sigma_{13} := 500$	$\varepsilon_{c13} := 0.88$
14	15x15x0,5	$\sigma_{14} := 350$	$\varepsilon_{c14} := 0.92$
15	25x25x0,8	$\sigma_{15} := 220$	$\varepsilon_{c15} := 0.92$
16	50x50x0,5	$\sigma_{16} := 110$	$\varepsilon_{c16} := 0.95$

Керамічні сідла Берля:

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
17	20	$\sigma_{17} := 310$	$\varepsilon_{c17} := 0.69$
18	25	$\sigma_{18} := 250$	$\varepsilon_{c18} := 0.7$
19	50x50x5	$\sigma_{19} := 460$	$\varepsilon_{c19} := 0.68$
20	80x80x8	$\sigma_{20} := 260$	$\varepsilon_{c20} := 0.69$
21	100x100x10	$\sigma_{21} := 165$	$\varepsilon_{c21} := 0.7$

Керамічні сідла Берля:

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
22	3/8	$\sigma_{22} := 660$	$\varepsilon_{c22} := 0.65$
23	3/4	$\sigma_{23} := 430$	$\varepsilon_{c23} := 0.68$
24	1"	$\sigma_{24} := 260$	$\varepsilon_{c24} := 0.7$
25	1.5"	$\sigma_{25} := 178$	$\varepsilon_{c25} := 0.73$
26	2"	$\sigma_{26} := 120$	$\varepsilon_{c26} := 0.7$

Керамічні сідла "Інталокс":

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
27	12.5	$\sigma_{27} := 625$	$\varepsilon_{c27} := 0.78$
28	19	$\sigma_{28} := 335$	$\varepsilon_{c28} := 0.77$
29	25	$\sigma_{29} := 255$	$\varepsilon_{c29} := 0.775$
30	38	$\sigma_{30} := 195$	$\varepsilon_{c30} := 0.81$
31	50	$\sigma_{31} := 118$	$\varepsilon_{c31} := 0.79$
32	75	$\sigma_{32} := 76$	$\varepsilon_{c32} := 0.83$

Металічні сідла "Інталокс":

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
33	25	$\sigma_{33} := 235$	$\varepsilon_{c33} := 0.97$
34	40	$\sigma_{34} := 170$	$\varepsilon_{c34} := 0.97$
35	50	$\sigma_{35} := 115$	$\varepsilon_{c35} := 0.98$
36	60	$\sigma_{36} := 90$	$\varepsilon_{c36} := 0.98$
37	70	$\sigma_{37} := 67$	$\varepsilon_{c37} := 0.98$

Хордова насадка дерев'яна

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
38	10	$\sigma_{38} := 100$	$\varepsilon_{c38} := 0.55$
39	20	$\sigma_{39} := 65$	$\varepsilon_{c39} := 0.68$
40	30	$\sigma_{40} := 48$	$\varepsilon_{c40} := 0.77$

Кільця Паля керамічні:

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
41	25x25x3	$\sigma_{41} := 220$	$\varepsilon_{c41} := 0.74$
42	35x35x4	$\sigma_{42} := 165$	$\varepsilon_{c42} := 0.76$
43	50x50x5	$\sigma_{43} := 120$	$\varepsilon_{c43} := 0.78$
44	60x60x6	$\sigma_{44} := 98$	$\varepsilon_{c44} := 0.79$
45	25x25x3	$\sigma_{45} := 96$	$\varepsilon_{c45} := 0.77$
46	35x35x4	$\sigma_{46} := 80$	$\varepsilon_{c46} := 0.78$
47	50x50x5	$\sigma_{47} := 77$	$\varepsilon_{c47} := 0.78$
48	60x60x6	$\sigma_{48} := 55$	$\varepsilon_{c48} := 0.81$

Кільця Паля сталеві:

Типорозмір :		$\frac{м^2}{м^3}$	$\frac{м^3}{м^3}$
49	15x15x0.4	$\sigma_{49} := 360$	$\varepsilon_{c49} := 0.95$
50	25x25x0.6	$\sigma_{50} := 215$	$\varepsilon_{c50} := 0.95$
51	35x35x0.8	$\sigma_{51} := 145$	$\varepsilon_{c51} := 0.96$
52	50x50x1.0	$\sigma_{52} := 112$	$\varepsilon_{c52} := 0.97$
53	70x70x1.2	$\sigma_{53} := 78$	$\varepsilon_{c53} := 0.98$
54	90x90x1.4	$\sigma_{54} := 65$	$\varepsilon_{c54} := 0.98$

24. **ОБИРАЄМО у якості насадки:**

Для зручності роботи на фінальному етапі тип насадки задається нижче після формули по визначенню висоти

Типорозмір = 8

25. У залежності від обраного типорозміру насадки визначаємо питому поверхню насадки та вільний об'єм насадки:

$$\sigma := \begin{cases} \sigma_1 \text{ if Типорозмір} = 1 \\ \sigma_2 \text{ if Типорозмір} = 2 \\ \sigma_3 \text{ if Типорозмір} = 3 \\ \sigma_4 \text{ if Типорозмір} = 4 \\ \sigma_5 \text{ if Типорозмір} = 5 \\ \sigma_6 \text{ if Типорозмір} = 6 \\ \sigma_7 \text{ if Типорозмір} = 7 \\ \sigma_8 \text{ if Типорозмір} = 8 \\ \sigma_9 \text{ if Типорозмір} = 9 \\ \sigma_{10} \text{ if Типорозмір} = 10 \\ \sigma_{11} \text{ if Типорозмір} = 11 \\ \sigma_{12} \text{ if Типорозмір} = 12 \\ \sigma_{13} \text{ if Типорозмір} = 13 \\ \sigma_{14} \text{ if Типорозмір} = 14 \\ \sigma_{15} \text{ if Типорозмір} = 15 \\ \sigma_{16} \text{ if Типорозмір} = 16 \\ \sigma_{17} \text{ if Типорозмір} = 17 \\ \sigma_{18} \text{ if Типорозмір} = 18 \\ \sigma_{19} \text{ if Типорозмір} = 19 \\ \sigma_{20} \text{ if Типорозмір} = 20 \\ \sigma_{21} \text{ if Типорозмір} = 21 \\ \sigma_{22} \text{ if Типорозмір} = 22 \\ \sigma_{23} \text{ if Типорозмір} = 23 \\ \sigma_{24} \text{ if Типорозмір} = 24 \\ \sigma_{25} \text{ if Типорозмір} = 25 \\ \sigma_{26} \text{ if Типорозмір} = 26 \end{cases} = 200 \ \frac{м^2}{м^3}$$

$$\varepsilon_c := \begin{cases} \varepsilon_{c1} \text{ if Типорозмір} = 1 \\ \varepsilon_{c2} \text{ if Типорозмір} = 2 \\ \varepsilon_{c3} \text{ if Типорозмір} = 3 \\ \varepsilon_{c4} \text{ if Типорозмір} = 4 \\ \varepsilon_{c5} \text{ if Типорозмір} = 5 \\ \varepsilon_{c6} \text{ if Типорозмір} = 6 \\ \varepsilon_{c7} \text{ if Типорозмір} = 7 \\ \varepsilon_{c8} \text{ if Типорозмір} = 8 \\ \varepsilon_{c9} \text{ if Типорозмір} = 9 \\ \varepsilon_{c10} \text{ if Типорозмір} = 10 \\ \varepsilon_{c11} \text{ if Типорозмір} = 11 \\ \varepsilon_{c12} \text{ if Типорозмір} = 12 \\ \varepsilon_{c13} \text{ if Типорозмір} = 13 \\ \varepsilon_{c14} \text{ if Типорозмір} = 14 \\ \varepsilon_{c15} \text{ if Типорозмір} = 15 \\ \varepsilon_{c16} \text{ if Типорозмір} = 16 \\ \varepsilon_{c17} \text{ if Типорозмір} = 17 \\ \varepsilon_{c18} \text{ if Типорозмір} = 18 \\ \varepsilon_{c19} \text{ if Типорозмір} = 19 \\ \varepsilon_{c20} \text{ if Типорозмір} = 20 \\ \varepsilon_{c21} \text{ if Типорозмір} = 21 \\ \varepsilon_{c22} \text{ if Типорозмір} = 22 \\ \varepsilon_{c23} \text{ if Типорозмір} = 23 \\ \varepsilon_{c24} \text{ if Типорозмір} = 24 \\ \varepsilon_{c25} \text{ if Типорозмір} = 25 \\ \varepsilon_{c26} \text{ if Типорозмір} = 26 \end{cases} = 0.74 \ \frac{м^3}{м^3}$$

σ_{27} if Типорозмір = 27

σ_{28} if Типорозмір = 28

σ_{29} if Типорозмір = 29

σ_{30} if Типорозмір = 30

σ_{31} if Типорозмір = 31

σ_{32} if Типорозмір = 32

σ_{33} if Типорозмір = 33

σ_{34} if Типорозмір = 34

σ_{35} if Типорозмір = 35

σ_{36} if Типорозмір = 36

σ_{37} if Типорозмір = 37

σ_{38} if Типорозмір = 38

σ_{39} if Типорозмір = 39

σ_{40} if Типорозмір = 40

σ_{41} if Типорозмір = 41

σ_{42} if Типорозмір = 42

σ_{43} if Типорозмір = 43

σ_{44} if Типорозмір = 44

σ_{45} if Типорозмір = 45

σ_{46} if Типорозмір = 46

σ_{47} if Типорозмір = 47

σ_{48} if Типорозмір = 48

σ_{49} if Типорозмір = 49

σ_{50} if Типорозмір = 50

σ_{51} if Типорозмір = 51

σ_{52} if Типорозмір = 52

σ_{53} if Типорозмір = 53

σ_{54} if Типорозмір = 54

ε_{c27} if Типорозмір = 27

ε_{c28} if Типорозмір = 28

ε_{c29} if Типорозмір = 29

ε_{c30} if Типорозмір = 30

ε_{c31} if Типорозмір = 31

ε_{c32} if Типорозмір = 32

ε_{c33} if Типорозмір = 33

ε_{c34} if Типорозмір = 34

ε_{c35} if Типорозмір = 35

ε_{c36} if Типорозмір = 36

ε_{c37} if Типорозмір = 37

ε_{c38} if Типорозмір = 38

ε_{c39} if Типорозмір = 39

ε_{c40} if Типорозмір = 40

ε_{c41} if Типорозмір = 41

ε_{c42} if Типорозмір = 42

ε_{c43} if Типорозмір = 43

ε_{c44} if Типорозмір = 44

ε_{c45} if Типорозмір = 45

ε_{c46} if Типорозмір = 46

ε_{c47} if Типорозмір = 47

ε_{c48} if Типорозмір = 48

ε_{c49} if Типорозмір = 49

ε_{c50} if Типорозмір = 50

ε_{c51} if Типорозмір = 51

ε_{c52} if Типорозмір = 52

ε_{c53} if Типорозмір = 53

ε_{c54} if Типорозмір = 54

26. Теплофізичні параметри рідкого поглинача (води):

$$t_{H2O} := (0\ \ 10\ \ 20\ \ 30\ \ 40\ \ 50\ \ 60\ \ 70\ \ 80\ \ 90)^T$$

$$\rho_{H2O} := (999.9\ \ 999.7\ \ 998.2\ \ 994.45\ \ 990.7\ \ 986.95\ \ 983.2\ \ 977\ \ 970.8\ \ 964.6)^T$$

$$\mu_{H2O} := (178.80\ \ 130.60\ \ 100.40\ \ 87.05\ \ 73.69\ \ 60.34\ \ 46.99\ \ 42.30\ \ 37.62\ \ 32.93)^T$$

$$\mu_C(t) := \mathrm{linterp}(t_{H2O}, \mu_{H2O}, t)\cdot 10^{-5}$$

$$\rho_C(t) := \mathrm{linterp}(t_{H2O}, \rho_{H2O}, t)$$

26.1. Густина поглинача (води) за робочої температури:

$$\frac{кг_C}{м^3} \quad \rho_C := \rho_C(t) = 997.075$$

26.2. Динамічна в'язкість поглинача (води) за робочої температури:

$$Па\cdot c \quad \mu_C := \mu_C(t) = 9.64 \times 10^{-4}$$

27. Гранична швидкість газу в абсорбері, що відповідає точці захлинання:

Коефіцієнти до формули визначення граничної швидкості газу в абсорбері:

$$A := -0.073 \qquad B := 1.75 \qquad g := 9.81\ \frac{м}{2}$$

$$\frac{м}{c} \quad w_{гр} := \sqrt{\frac{10^{A-B\cdot\left(\frac{L}{G}\right)^{0.25}\cdot\left(\frac{\rho_B}{\rho_C}\right)^{0.125}}}{\frac{\sigma\cdot\rho_B}{g\cdot\varepsilon_c^{\,3}\cdot\rho_C}\cdot\left(\mu_C\cdot 10^3\right)^{0.16}}} = \sqrt{\frac{10^{-0.073-1.75\cdot\left(\frac{3.39}{2.052}\right)^{0.25}\cdot\left(\frac{1.193}{997.075}\right)^{0.125}}}{\frac{200\cdot 1.193}{9.81\cdot 0.74^3\cdot 997.075}\cdot\left(9.64\cdot 10^{-4}\cdot 10^3\right)^{0.16}}} = 1.403$$

де A та B - коефіцієнти, що залежать від типу насадки

28. Робоча швидкість газу в абсорбері приймається на 20% меншою за гранучну:

$$\frac{м}{c} \quad w_{роб'} := 0.8\cdot w_{гр} = 0.8\cdot 1.403 = 1.122$$

29. Діаметр колони:

$$м \quad D_{розр.} := \sqrt{\frac{4\cdot V_{G.п.дійсні}}{3.14\cdot w_{роб'}}} = \sqrt{\frac{4\cdot 1.952}{3.14\cdot 1.122}} = 1.489$$

30. Приймаємо стандартний діаметр обичайки зі стандартного ряду:

$$D_s := \begin{pmatrix} 0.4 \\ 0.5 \\ 0.6 \\ 0.8 \\ 1.0 \\ 1.2 \\ 1.4 \\ 1.6 \\ 1.8 \\ 2.2 \\ 2.6 \\ 3.0 \\ 3.4 \\ 3.8 \\ 4.2 \\ 4.6 \\ 5.0 \\ 5.4 \end{pmatrix} \qquad D_i := \mathrm{Match}(D_{розр.}, D_s, \text{"near"})_0 = 6$$

м $\quad D := D_{s_{D_i}} = 1.4$

31. Щільність зрошення в абсорбційній колоні:

$$\frac{м^3}{м^2 с} \quad U := \frac{L}{\frac{3.14 \cdot D^2}{4} \cdot \rho_C} = \frac{3.39}{\frac{3.14 \cdot 1.4^2}{4} \cdot 997.075} = 2.21 \times 10^{-3}$$

32. Поверхневий натяг слабкого розчину у залежності від робочої температури:

$$мН/м \quad \sigma_L := \left(-1.629 \times 10^{-4} \cdot t + 8.576 \cdot 10^{-2}\right) \cdot 10^3 = \left(-1.629 \cdot 10^{-4} \cdot 23 + 8.576 \cdot 10^{-2}\right) \cdot 10^3 = 82.013$$

33. Мінімальна лінійна щільність зрошення: $\frac{кг}{м\,с}$

$$\Gamma_{min} := 3.95 \cdot 10^{-8} \cdot \sigma_L^{3.6} \cdot \left(\mu_C\right)^{0.49} = 3.95 \cdot 10^{-8} \cdot 82.013^{3.6} \cdot \left(9.64 \cdot 10^{-4}\right)^{0.49} = 0.01$$

34. Щільність зрошення в абсорбційній колоні:

$$\frac{м^3}{м^2 с} \quad U_{опт} := \frac{\sigma \cdot \Gamma_{min}}{\rho_C} = \frac{200 \cdot 0.01}{997.075} = 2.006 \times 10^{-3}$$

35. Перевірка виконання умови змоченості поверхні насадки:

$$U1 := \begin{cases} 1 & \text{if } \frac{U}{U_{опт}} \ge 1 \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases} = 1$$

1 - вся поверхня насадки змочена (умова виконується)

0 - не вся поверхня насадки змочена (умова не виконується)

$$Умова := \frac{U}{U_{опт}} = \frac{2.21 \cdot 10^{-3}}{2.006 \cdot 10^{-3}} = 1.102 \ \blacksquare \ge 1 \quad \text{виконується}$$

Це означає, що вся поверхня насадки змочена

Коефіцієнт змочуваності насадки: $\varphi := 1$

36. Остаточно приймається робоча швидкість:

$$\frac{м}{с} \quad w_{роб} := \frac{4 \cdot V_{G.п.дійсні}}{3.14 \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 1.952}{3.14 \cdot 1.4^2} = 1.269$$

Визначення висоти насадки (перший спосіб)

37. Коефіцієнт молекулярної дифузії газів і парів у повітрі (за нормальних умов) при 0°С

$$\frac{м^2}{с} \quad D_{CO2} := 1.062 \times 10^{-5}$$

$$\frac{м^2}{с} \quad D_{G.0} := D_{CO2} = 1.062 \times 10^{-5}$$

Атмосферний тиск за нормальних умов:

$$Па \quad P_0 := 101325$$

38. Коефіцієнт молекулярної дифузії газів і парів у повітрі (за робочих умов):

$$\frac{м^2}{с} \quad D_G := D_{G.0} \cdot \frac{P_0}{P_a} \cdot \left(\frac{t + T_0}{T_0}\right)^{\frac{3}{2}} = 1.062 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{101325}{0.1 \cdot 10^6} \cdot \left(\frac{23 + 273}{273}\right)^{\frac{3}{2}} = 1.215 \times 10^{-5}$$

39. Коефіцієнт динамічної в'язкості газового носія (повітря):

$$t_{повітря} := (0 \ \ 20 \ \ 25 \ \ 50 \ \ 75 \ \ 100 \ \ 150 \ \ 200 \ \ 250)^T$$

$$\mu_{повітря} := (1708 \ \ 1812 \ \ 1840 \ \ 1954 \ \ 2068 \ \ 2180 \ \ 2391 \ \ 2558 \ \ 2760)^T$$

$$\mu_{повітря}(t) := \text{linterp}(t_{повітря}, \mu_{повітря}, t) \cdot 10^{-8}$$

$$Па \cdot с \quad \mu_B := \mu_{повітря}(t) = 1.829 \times 10^{-5}$$

40. Коефіцієнт динамічної в'язкості цільового компонента:

$$t_A := (0\ \ 10\ \ 20\ \ 30\ \ 40\ \ 50\ \ 60\ \ 70\ \ 80\ \ 90)^T$$

$$\mu_{CO2.} := (1.367\ \ 1.415\ \ 1.463\ \ 1.51\ \ 1.559\ \ 1.607\ \ 1.651\ \ 1.694\ \ 1.738\ \ 1.783)^T$$

Па·с $\mu_A := \text{linterp}(t_A, \mu_{CO2.}, t)\cdot 10^{-5} = 1.477 \times 10^{-5}$

41. Динамічна в'язкість газової суміші:

Па·с $\mu_G := \mu_A \cdot Y_п + \mu_B \cdot (1 - Y_п) = 1.477\cdot 10^{-5}\cdot 0.2 + 1.829\cdot 10^{-5}\cdot(1 - 0.2) = 1.759 \times 10^{-5}$

42. Критерій Рейнольдса для газової фази:

$$Re_G = \frac{4\cdot w_{роб}\cdot \rho_G}{\mu_G\cdot \sigma} = \frac{4\cdot 1.269\cdot 1.314}{1.759\cdot 10^{-5}\cdot 200} = 1.896 \times 10^3$$

43. Дифузійний критерій Прандтля для газової фази:

$$Pr_G := \frac{\mu_G}{\rho_G\cdot D_G} = \frac{1.759\cdot 10^{-5}}{1.314\cdot 1.215\cdot 10^{-5}} = 1.102$$

44. Еквівалентний діаметр насадки:

м $d_e := \frac{4\cdot \varepsilon_c}{\sigma} = \frac{4\cdot 0.74}{200} = 0.015$

45. Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі:

$\frac{м}{с}$ $\beta'_y := 0.407\cdot \frac{D_G}{d_e}\left(Re_G^{0.655}\right)\cdot Pr_G^{0.33} = 0.407\cdot \frac{1.215\cdot 10^{-5}}{0.015}\cdot\left(1.896\cdot 10^3\right)^{0.655}\cdot 1.102^{0.33} = 0.048$

46. Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі у необхідній розмірності:

$\frac{кг}{м^2\cdot с}$ $\beta_y := \beta'_y\cdot \rho_G = 0.048\cdot 1.314 = 0.063$

47. Коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при температурі 20 град. С:

$\frac{м^2}{с}$ $D_{L.CO2} := 1.77 \times 10^{-9}$

$\frac{м^2}{с}$ $D_{LA20} := D_{L.CO2} = 1.77 \times 10^{-9}$

48. Коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при заданій температурі:

$\frac{м^2}{с}$ $D_L := D_{LA20}\cdot[1 + 0.02\cdot(t - 20)] = 1.77\cdot 10^{-9}\cdot[1 + 0.02\cdot(23 - 20)] = 1.876 \times 10^{-9}$

49. Густина рідкої фази на вході:

$$\frac{кг}{м^3}\ \rho_L := \rho_A \cdot X_п + \rho_C \cdot (1 - X_п) = 1.799 \cdot 10^{-8} + 997.075 \cdot (1 - 10^{-8}) = 997.075$$

50. Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази на вході: Па·с

$$\mu_L := \mu_A \cdot X_п + \mu_C \cdot (1 - X_п) = 9.64 \times 10^{-4}$$

51. Товщина плівки що стікає по поверхні насадки:

$$м \quad \delta_{плівки} := \left(\frac{\mu_L^{\ 2}}{9.81 \cdot \rho_L^{\ 2}}\right)^{0.33} = \left[\frac{(9.64 \cdot 10^{-4})^2}{9.81 \cdot 997.075^2}\right]^{0.33} = 5.048 \times 10^{-5}$$

52. Модифікований критерій Рейнольдса для рідини що стікає:

$$Re_L := \frac{4 \cdot U \cdot \rho_L}{\sigma \cdot \mu_L} = \frac{4 \cdot 2.21 \cdot 10^{-3} \cdot 997.075}{200 \cdot 9.64 \cdot 10^{-4}} = 45.717$$

53. Дифузійний критерій Прандтля для рідкої фази:

$$Pr_L := \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} = \frac{9.64 \cdot 10^{-4}}{997.075 \cdot 1.876 \cdot 10^{-9}} = 515.367$$

54. Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі:

$$A_{\cdot} := 0.0021 \qquad m_1 := 0.75 \qquad n_1 := 0.5$$

$$\frac{м}{с}\ \beta'_x := A_{\cdot} \cdot \frac{D_L}{\delta_{плівки}} \cdot Re_L^{\ m_1} \cdot Pr_L^{\ n_1} = 3.115 \times 10^{-5}$$

55. Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі у необхідній розмірності:

$$\frac{кг}{м^2 \cdot с}\ \beta_x := \beta'_x \cdot \rho_L = 3.115 \cdot 10^{-5} \cdot 997.075 = 0.031$$

56. Коефіцієнт розподілення (через відносні масові частки!!!):

$$m' := \frac{"Y"_{к.рівноважна}}{"X"_п} = \frac{1.513 \cdot 10^{-8}}{10^{-8}} = 1.513$$

$$або \quad m' := m \cdot \frac{M_C}{M_B} = 2.433 \cdot \frac{18.015}{28.97} = 1.513$$

57. Коефіцієнт масопередачі в абсорбері:

$$\frac{кг}{м^2 \cdot с}\ K_y := \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{0.063} + \frac{1.513}{0.031}} = 0.015$$

58. Продуктивність абсорбера по цільовому компоненту, що поглинається: $\frac{кг_A}{с}$

$$M := G\cdot\left("Y"_п - "Y"_к\right) = 2.052\cdot(0.25 - 0.042) = 0.427$$

59. Поверхня масообміну, що визначається з основного рівняння масопередачі:

$$м^2 \quad F_{масообміну} := \frac{M}{K_y\cdot\Delta Y_{сер}} = \frac{0.427}{0.015\cdot 0.043} = 662.016$$

60. Висота насадки в колоні:

$$м \quad H_{насадки} := \frac{F_{масообміну}}{\sigma\cdot\frac{\pi\cdot D^2}{4}} = \frac{662.016}{200\cdot\frac{3.14\cdot 1.4^2}{4}} = 2.151$$

$$\pi \equiv 3.14$$

Визначення висоти насадки (другий спосіб)

Висота насадки, м:

61. Число одиниць переносу (ЧОП), визначене аналітичним методом:

$$m_y := \frac{"Y"_п - "Y"_к}{\Delta Y_{сер}} = \frac{0.25 - 0.042}{0.043} = 4.837$$

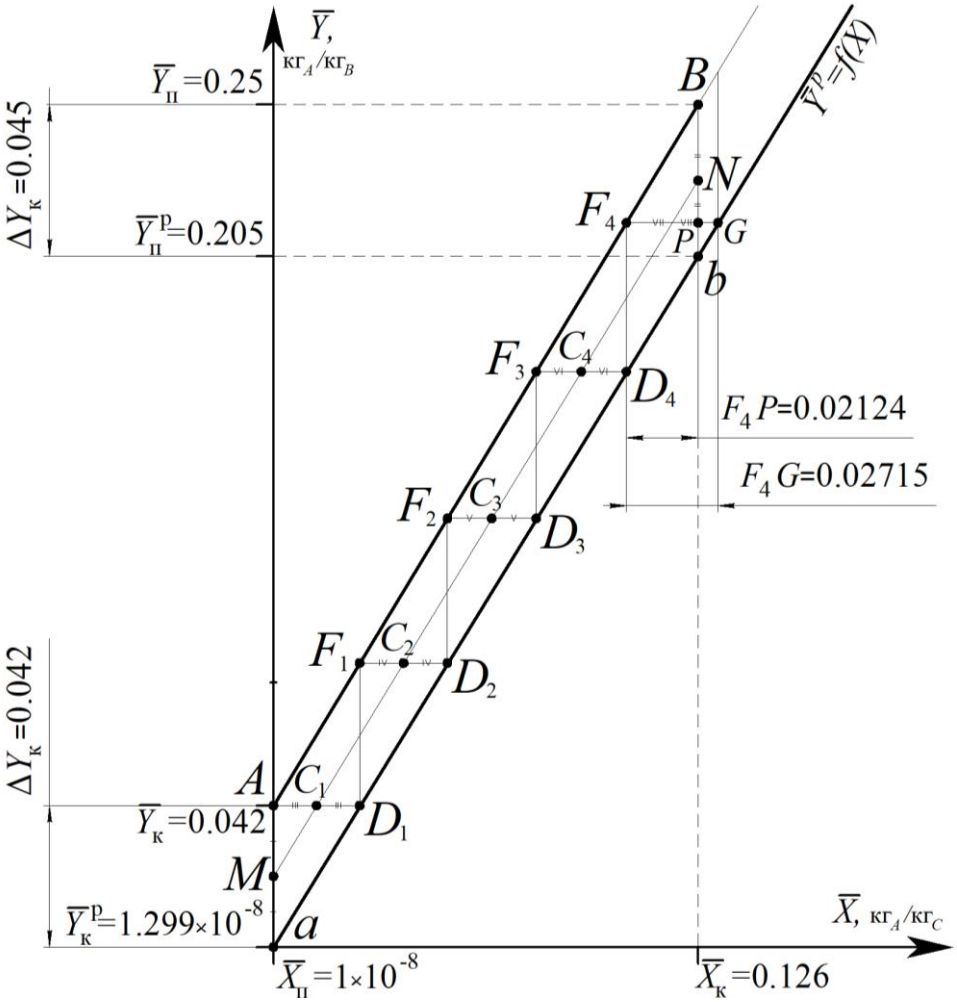
62. Висота одиниці переносу (ВОП):

$$h_y := \frac{G}{K_y\cdot\sigma\cdot\frac{\pi\cdot D^2}{4}} = \frac{2.052}{0.015\cdot 200\cdot\frac{3.14\cdot 1.4^2}{4}} = 0.445$$

63. Висота насадки, м:

$$H_{насадки2} := m_y\cdot h_y = 4.837\cdot 0.445 = 2.152$$

Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) графічним методом



64. Одержані значення з графічної побудови ЧОП:

кільцість цілих сходинок (ЧОП):

$m_{цілих} := 4$

Довжина відрізка FP (неповної останньої сходинки ЧОП):

$FP \equiv 0.02124$

Довжина відрізка FG (неповної останньої сходинки ЧОП):

$FG \equiv 0.02715$

65. Число одиниць переносу (ЧОП), визначене графічним методом:

$$m_{у.графічно} := m_{цілих} + \frac{FP}{FG} = 4 + \frac{0.02124}{0.02715} = 4.782$$

66. Тоді висота насадки через ЧОМ, визначене графічним методом, м:

$$H_{насадки3} := m_{у.графічно} \cdot h_у = 4.782 \cdot 0.445 = 2.128$$

Остаточно приймається висота насадки: $H_{насадки} = 2.151$

67. Загальна висота абсорбційної колони:

м $H_{абсорбера} := H_{насадки} + h_1 + h_2 = 2.151 + 0.8 + 1.3 = 4.251$

де $h_1 \equiv 0.8$ м - прийнята відстань від шару насадки до кришки абсорбера

$h_2 \equiv 1.3$ м - прийнята відстань від насадки до опори, з урахуванням днища абсорбера

Гідравлічний розрахунок:

68. Визначаємо режим руху газу:

$$Режим := \begin{cases} Ламінарний & \text{if } Re_G < 40 \\ Турбулентний & \text{otherwise} \end{cases} = 2 \qquad Re_G = 1.896 \times 10^3$$

Ламінарний ≡ 1

Турбулентний ≡ 2

69. Коефіцієнт опору насадки:

$$\lambda := \begin{cases} \dfrac{140}{Re_G} & \text{if } Режим < 2 \\ \dfrac{16}{Re_G^{0.2}} & \text{otherwise} \end{cases} = \frac{16}{\left(1.896 \cdot 10^3\right)^{0.2}} = 3.536$$

70. Гідравлічний опір сухої насадки,Па:

Па $$\Delta P_{сухої} := \frac{\lambda \cdot H_{насадки}}{d_e} \cdot \frac{w_{роб}^2 \cdot \rho_G}{2} = \frac{3.536 \cdot 2.151}{0.015} \cdot \frac{1.269^2 \cdot 1.314}{2} = 536.476$$

71. Опір змоченої насадки, Па:

Па $\Delta P_{змоченої} := 1.2 \cdot \Delta P_{сухої} = 1.2 \cdot 536.476 = 643.771$

72. Тиск, створюваний газодувкою, Па:

Па $\Delta P_{газодувки} := 1.05 \cdot \Delta P_{змоченої} = 1.05 \cdot 643.771 = 675.96$

73. Гідравлічний опір на підведення рідкої фази, Па:

Па $\Delta P_{насоса} := \rho_L \cdot g \cdot H_{абсорбера} = 997.075 \cdot 9.81 \cdot 4.251 = 4.158 \times 10^4$

Розрахунок витрат енергії

74. Потужність яка затрачається газодувкою, Вт

Вт $N_{газодувки} := \Delta P_{газодувки} \cdot V_{G.п.дійсні} = 675.96 \cdot 1.952 = 1.319 \times 10^{3}$

75. Початкові масові витрати рідкого поглинача із початковою відносною масовою часткою цільового компонента "X"п

$\frac{кг_{АС}}{с}$ $L_п := L \cdot (1 + "X"_п) = 3.39 \cdot (1 + 10^{-8}) = 3.39$

76. Початкові об'ємні витрати рідкого поглинача із початковою відносною масовою часткою цільового компонента:

$\frac{м^3_{АС}}{с}$ $V_{L.п} := \frac{L_п}{\rho_L} = 3.4 \times 10^{-3}$

77. Потужність яка затрачається насосом, Вт

Вт $N_{насоса} := \Delta P_{насоса} \cdot V_{L.п} = 4.158 \cdot 10^{4} \cdot 3.4 \cdot 10^{-3} = 141.372$

78. Загальні витрати енергії, Вт

Вт $\Sigma N := N_{газодувки} + N_{насоса} = 1.319 \cdot 10^{3} + 141.372 = 1.46 \times 10^{3}$

79. Показник ефективності абсорбера (енергія, що затрачається на поглинання 1 кг цільового компонента), Вт*с/кг:

$\frac{Вт}{кг}$ $J := \frac{\Sigma N}{M} = \frac{1460.372}{0.427} = 3.42 \times 10^{3}$

8.4.8. Контрольні запитання

1. Який фізичний зміст процесу абсорбції та десорбції?
2. У чому полягає фізична модель процесу абсорбції?
3. Що є рушійною силою процесу масопередачі?
4. Яким чином складається матеріальний баланс масопередачі для абсорберів?
5. Яким чином визначаються мінімальні та дійсні питомі витрати поглинача?
6. Як впливає перемішування на величину середньої рушійної сили при масопередачі?
7. Як впливає зміна температури та тиску на значення середньої рушійної сили процесів масопередачі?

8. Які існують конструкції насадкових абсорберів та що в даних апаратах є поверхнею контакту фаз?

9. Яким чином визначається поверхня контакту фаз у насадкових апаратах? Що впливає на її значення?

10. Які існують режими зустрічного руху рідини і газу в шарі насадки?

11. Від чого залежить значення швидкості газу в насадкових апаратах?

12. Яким чином визначається висота шару насадки у насадкових апаратах та що впливає на її значення?

13. Який фізичний зміст ЧОП та ВОП?

14. У чому полягає методика графічного визначення значення ЧОП для випадку, коли лінія рівноваги пряма?

15. Як впливає значення середньої рушійної сили процесу масопередачі на значення числа одиниць переносу та шару висоту насадки в апараті?

14. Як перетворюється основне рівняння масопередачі для насадкових апаратів?

8.5. ВИЗНАЧЕННЯ КІЛЬКОСТІ СТУПЕНІВ ЗМІНИ КОНЦЕНТРАЦІЇ

8.5.1. Визначення кількості теоретичних тарілок

Побудуємо робочу лінію процесу $\bar{Y}=A\bar{X}+B$ і криву рівноваги $\bar{Y}^P=m\bar{X}$, рисунок 8.30.

Виділимо елемент апарата 1, рисунок 8.31, у якому процес перенесення маси пройшов повністю і досягнув стану рівноваги. Концентрація компонента у газовій фазі G на вході в цей елемент $\bar{Y}_1$. На виході газ виходить із рівноважною концентрацією $\bar{Y}_{1.\text{вих}}=\bar{Y}_1^{\text{р}}=\bar{Y}_2$ і переходить в наступний елемент 2.

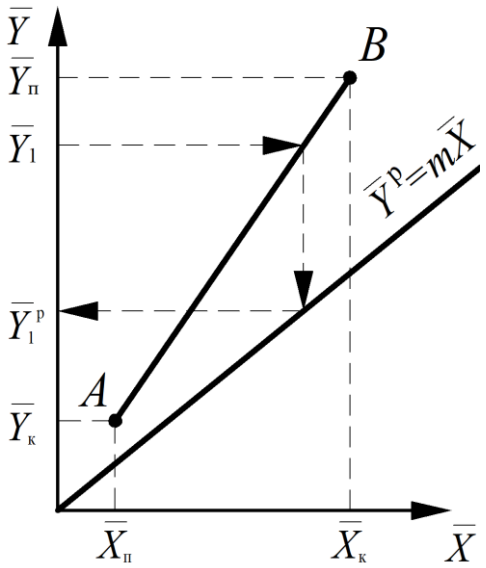


Рисунок 8.30. Графічне визначення теоретичної тарілки

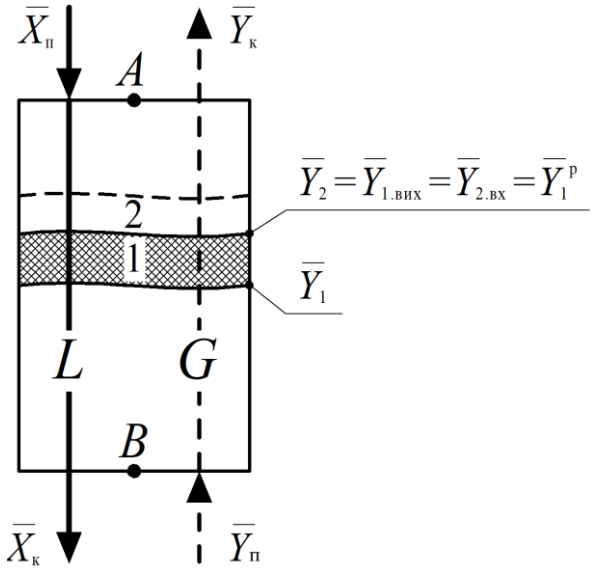


Рисунок 8.31. Інтерпретація теоретичної тарілки: 1 – умовний перший елемент апарата; 2 – наступний елемент апарата

Елемент апарата, в якому концентрація на виході дорівнює рівноважній концентрації і дорівнює початковій концентрації в наступний елемент апарату на вході $\bar{Y}_{1.\text{вих}}=\bar{Y}_1^{\text{р}}=\bar{Y}_{2.\text{вх}}$ *називається* <u>*ступенем зміни концентрації або теоретичною тарілкою.*</u>

Ця сходинка характеризує зміну складу фаз в теоретичній тарілці. Будуючи таким чином сходинки між робочою лінією і лінією рівноваги, знайдемо загальну їх кількість.

Цей метод не враховує зміни ККД тарілки для кожної теоретичної тарілки і використовується тільки у випадку, коли відоме значення η_T знайдене при промислових випробуваннях (наприклад, при абсорбції парів етилового спирту водою $\eta_T \approx 0.25$). Цей метод використовується лише для орієнтовного визначення числа дійсних тарілок.

8.5.2. Розрахунок числа дійсних тарілок за кінетичною кривою

Дійсне число тарілок можна знайти, як аналітичним методом, так і графічно за допомогою кінетичної кривої.

Аналітичний метод розрахунку, який використовує поняття ефективності тарілки (ККД тарілки по Мерфі) здебільшого громіздкий, тому розглянемо більш простіший графічний метод.

Кінетична крива характеризує кінець реального процесу масообміну, який на кожній тарілці не доходить до стану рівноваги. Це відбувається внаслідок дії цілого ряду факторів, які знижують ефективність процесу (зміна температури, концентрації, неповне перемішування потоків і т.п.) газ чи пар, барботуючи через шар рідини на тарілці, не досягає рівноважних концентрацій. Дійсні концентрації фаз, які досягаються на тарілці, можна представити точками, що лежать на кінетичній кривій.

Побудуємо робочу лінію процесу і криву рівноваги. Розглянемо процес, який здійснюється на *n*-й тарілці, рисунок 8.32.

Розглянемо процес поглинання маси з газової фази на n-й тарілці. Газ приходить на тарілку *n* із тарілки (*n*-1), маючи концентрацію $\bar{Y}_n$. Характерна точка на робочій лінії, яка відповідає цьому стану – *D*. Газ взаємодіє з рідиною, яка приходить на *n*-ту тарілку із концентрацією $\bar{X}_n$. Теоретично, процес має йти до стану рівноваги (точка *E* на кривій рівноваги), а газ – виходити з рівноважною концентрацією $\overline{Y_n}^{\text{p}}$. Насправді процес не йде до точки *E*, а завершується раніше в кінетичній точці *F*, і газ виходить з концентрацією $\bar{Y}_{n+1} > \overline{Y_n}^{\text{p}}$.

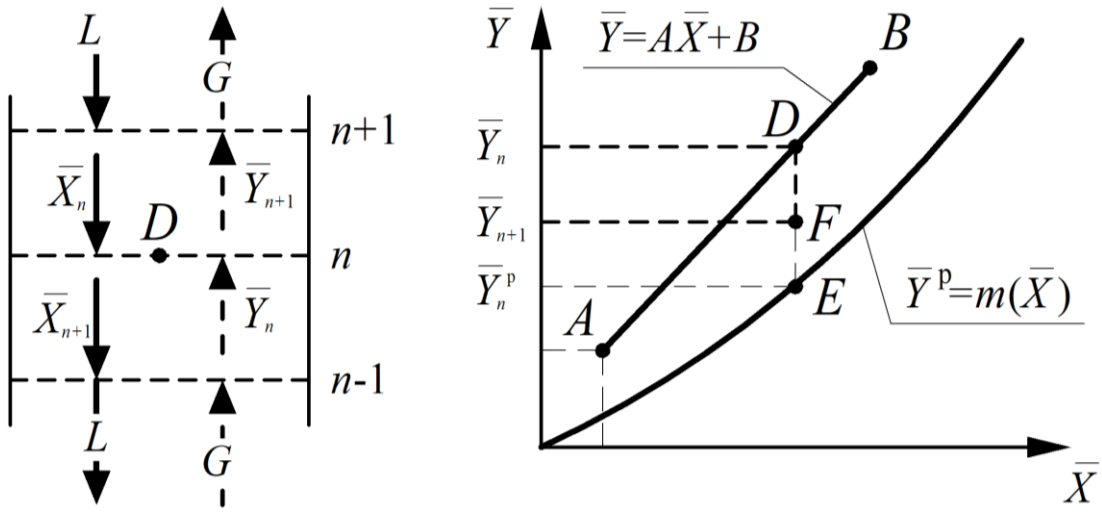


Рисунок 8.32. Процес на *n*-тій тарілці

Відношення $\overline{DF}/\overline{DE}$ характеризує *коефіцієнт вилучення.* Це відношення фактичної зміни концентрацій на тарілці $(\bar{Y}_n - \bar{Y}_{n+1})$ до максимально можливого теоретичного $\left(\bar{Y}_n - \overline{Y_n}^{\text{р}}\right)$ – називається *ефективністю тарілки за Мерфі*:

$$E_y = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_{n+1}}{\bar{Y}_n - \overline{Y_n}^{\text{р}}} = \frac{\overline{DF}}{\overline{DE}}$$

Запишемо рівняння матеріального балансу і масопередачі для всієї колони:

$$M = G(\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}) = K_y F \Delta\bar{Y}$$

та *n*-ї тарілки:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_{n+1}) = K_y F_{(\text{тар})} \Delta\bar{Y}_{(\text{тар})} \qquad (8.29)$$

Перетворюючи рівняння (8.29), отримаємо:

$$\frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_{n+1}}{\Delta\bar{Y}_{(\text{тар})}} = \frac{K_y F_{(\text{тар})}}{G} = m_{y(\text{тар})}$$

де $F_{(\text{тар})}$ – поверхня контакту фаз на одній тарілці (є довідковою величиною);

K_y – коефіцієнт масопередачі, який визначається за виразом:

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

де β_y, β_x – коефіцієнти масовіддачі у фазах *G* та *L*.

Запишемо середню рушійну силу на тарілці:

$$\Delta\bar{Y}_{(\text{тар})} = \frac{\Delta\bar{Y}_{\text{більше}} - \Delta\bar{Y}_{\text{менше}}}{\ln\dfrac{\Delta\bar{Y}_{\text{більше}}}{\Delta\bar{Y}_{\text{менше}}}} = \frac{\left(\bar{Y}_n - \overline{Y_n}^{\text{р}}\right) - \left(\bar{Y}_{n+1} - \overline{Y_n}^{\text{р}}\right)}{\ln\dfrac{\bar{Y}_n - \overline{Y_n}^{\text{р}}}{\bar{Y}_{n+1} - \overline{Y_n}^{\text{р}}}} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_{n+1}}{\ln\dfrac{\bar{Y}_n - \overline{Y_n}^{\text{р}}}{\bar{Y}_{n+1} - \overline{Y_n}^{\text{р}}}}$$

Отриманий вираз приведемо до вигляду:

$$\ln\frac{\bar{Y}_n - \overline{Y_n}^{\text{p}}}{\bar{Y}_{n+1} - \overline{Y_n}^{\text{p}}} = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_{n+1}}{\Delta\bar{Y}_{(\text{тар})}} = m_{y(\text{тар})}$$

Після антилогарифмування отримаємо:

$$\frac{\bar{Y}_n - \overline{Y_n}^{\text{p}}}{\bar{Y}_{n+1} - \overline{Y_n}^{\text{p}}} = e^{m_{y(\text{тар})}} \qquad (8.30)$$

тобто:

$$\frac{\overline{DF}}{\overline{DE}} = \frac{\bar{Y}_n - \overline{Y_n}^{\text{p}}}{\bar{Y}_{n+1} - \overline{Y_n}^{\text{p}}}$$

Виразимо:

$$\overline{FE} = \overline{DE} - \overline{DF}$$

і підставимо його у вираз (8.30), тоді:

$$e^{m_{y(\text{тар})}} = \frac{\overline{DE}}{\overline{DE} - \overline{DF}} \qquad (8.31)$$

У отриманому співвідношенні (8.31) у правій частині і чисельник, і знаменник розділимо на $\overline{DE}$:

$$e^{m_{y(\text{тар})}} = \frac{1}{1 - \frac{\overline{DF}}{\overline{DE}}}$$

Виконавши заміну E_y=$\overline{DF}/\overline{DE}$, одержимо:

$$e^{m_{y(\text{тар})}} = \frac{1}{1 - E_y}$$

звідки:

$$E_y = 1 - e^{m_{y(\text{тар})}}$$

Значення $m_{y(\text{тар})}$ знаходиться за рівнянням:

$$m_{y(\text{тар})} = \frac{K_y F_{(\text{тар})}}{G}$$

Величина $F_{(\text{тар})}$ залежить від конструкції тарілок і визначається за довідниками.

Визначивши E_y, неважко знайти положення точок кінетичної кривої, рисунок 8.33.

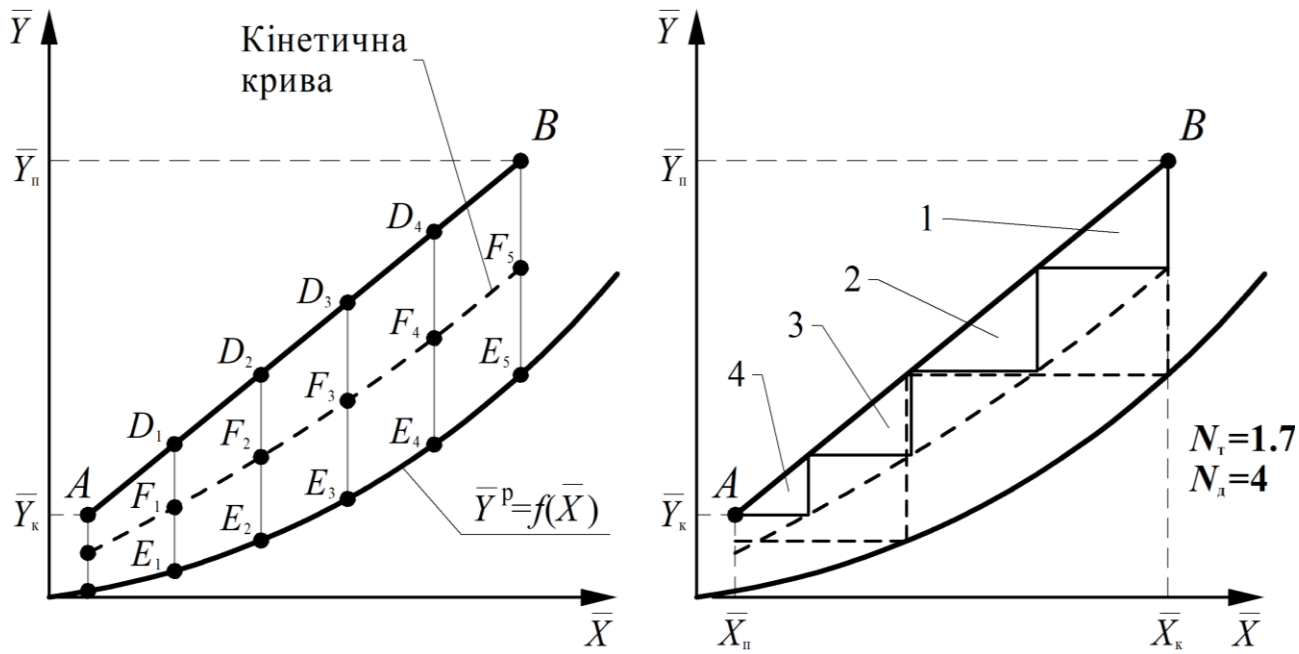


Рисунок 8.33. Графічне визначення теоретичної тарілки

Для цього між робочою лінією і кривою рівноваги через певні проміжки проводим вертикальні лінії $\overline{DE}$ ($\overline{D_1E_1}$, $\overline{D_2E_2}$ і т.д.) і від точок D_i відкладаємо відрізки, рівні $\overline{D_iF_i} = E_y\overline{D_iE_i}$. Знаходимо положення ток F_i (F_1, F_2 і т. д.). Через точки F_1, F_2... проводимо кінетичну криву.

У границях концентрацій від $\overline{Y}_п$ до $\overline{Y}_к$ будуємо дійсні тарілки між лінією рівноваги і кінетичною кривою, визначаючи число сходинок зміни концентрації або число дійсних тарілок $N_д$. У нашому випадку $N_д$=4.

Метод розрахунку за кінетичною кривою можна використовувати і для визначення висоти насадкових масообмінних апаратів:

$$H = N_д h_{ВОП},$$

де $N_д$ – дійсна кількість сходинок зміни концентрації;

$h_{ВОП}$ – висота насадки, еквівалентна одній теоретичній тарілці, що визначається за емпіричними формулами.

8.5.3. Визначення відстані між тарілками

Мінімально допустима відстань між тарілками визначається краплевиносом із нижньої тарілки, виносом піни на верхню тарілку, умовами захлинання на тарілці.

Зазвичай, $h_{\min} > 300$ мм. При $h_T \to 120\ldots180$ мм β_Y знижується на 10…15 % внаслідок виносу. При вибраній швидкості газу $w_{\text{гран}}$ відстань між тарілками можна визначити із графіків залежності:

$$w_{\text{гран}} = f\left(\frac{\rho_{\text{г}}}{\rho_{\text{р}}}\right).$$

Вибір величини $h_{\text{тар}}$ залежить від типу тарілок. Можна прийняти у загальному випадку, що для сітчастих тарілок:

$$h_{\text{заг}} \geq (1.8 \ldots 2) h_{\text{заг}},$$

де $h_{\text{заг}}$ – загальний опір при проходженні газу через тарілку, Па.

Для ковпачкових тарілок, рисунок 8.34:

$$h_{\text{тар}} \geq (2 \ldots 2.5)(H_{\text{р}} - h_{\text{пор}}),$$

де $H_{\text{р}}$ – висота рівня рідини у зливному патрубку; $h_{\text{пор}}$ – висота переливу (порогу) на тарілці.

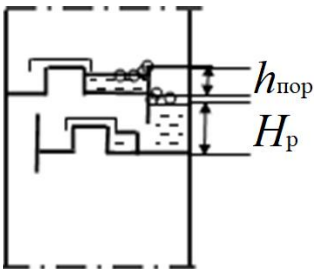


Рисунок 8.34. Ковпачкова тарілка

8.5.4. Гідравлічний опір тарілчастої колони

Гідравлічний опір барботажної тарілки складається із гідравлічного опору сухої тарілки – $\Delta P_{\text{сух}}$, гідравлічного опору, зумовленого силами поверхневого натягу – ΔP_{σ} та гідростатичного опору шару рідини на тарілці – $\Delta P_{\text{р}}$, Па:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\sigma} + P_{\text{р}}$$

Складові гідравлічного опору визначаються за виразами, Па:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \xi \frac{{w_{\text{от}}}^2 \rho_{\text{г}}}{2}$$

де ξ – коефіцієнт гідравлічного опору тарілки; $w_{\text{от}}$ – швидкість газу в отворах тарілки, м/с.

$$\Delta P_{\sigma} = \xi \frac{4\sigma}{d_{\text{е}}}$$

де σ – коефіцієнт поверхневого натягу; $d_{\text{е}}$ – еквівалентного діаметра отворів у ковпачку.

$$\Delta P_{\text{р}} = h_{\text{р}} \rho_{\text{р}} g$$

де $h_{\text{р}}$ – висота шару рідини на тарілці; $\rho_{\text{р}}$ – густина рідини.

8.5.5. Тарілчасті абсорбери

Значного поширення для проведення процесу абсорбції набули *тарілчасті абсорбери* – колонні апарати з контактними пристроями у вигляді тарілок.

Тарілки служать для розвитку поверхні контакту фаз при направленому русі фаз і для багаторазового руху рідини й газу (пари), при цьому рідина рухається в апараті зверху вниз, а газ (пара) – знизу вгору.

На кожній тарілці, залежно від її конструкції, можна підтримувати той чи інший вид руху фаз: зазвичай перехресну течію або повне змішування рідини.

Тарілки мають забезпечувати на їхній основі певний запас рідкої фази (так звану затримку рідини), досягнення необхідної розділювальної здатності при змінюванні навантажень по газу (пару) або рідині, мінімальне бризковинесення (з нижніх тарілок на верхні) для запобігання зниження рушійної сили процесу й зменшення кількості тарілок, а також за необхідності підведення теплоти безпосередньо в зону контакту фаз на тарілці й відведення від неї теплоти (реалізується зазвичай за допомогою спеціальних змійовиків, змонтованих на тарілках або над ними), мати невеликі гідравлічний опір, масу й вартість, а також достатні міцність і жорсткість.

За способом зливання рідини з тарілки апарати поділяють на колони з тарілками, які мають переливи, і колони з тарілками без переливів (з неорганізованим зливом рідини).

Тарілчасті колони з тарілками, які мають переливи. До апаратів цього типу належать колони з ковпачковими, ситчастими, клапанними тарілками, тарілками з *S*-подібних елементів та ін. Ці тарілки мають спеціальні пристрої для перетікання рідини з тарілки на тарілку (так звані переливи) – зливальні трубки, кармани, тощо. Нижні частини зливальних пристроїв занурені в рідину на розташованій нижче тарілці для утворення гідрозатвора, який запобігає проходженню газу крізь зливальний пристрій, рисунок 8.35.

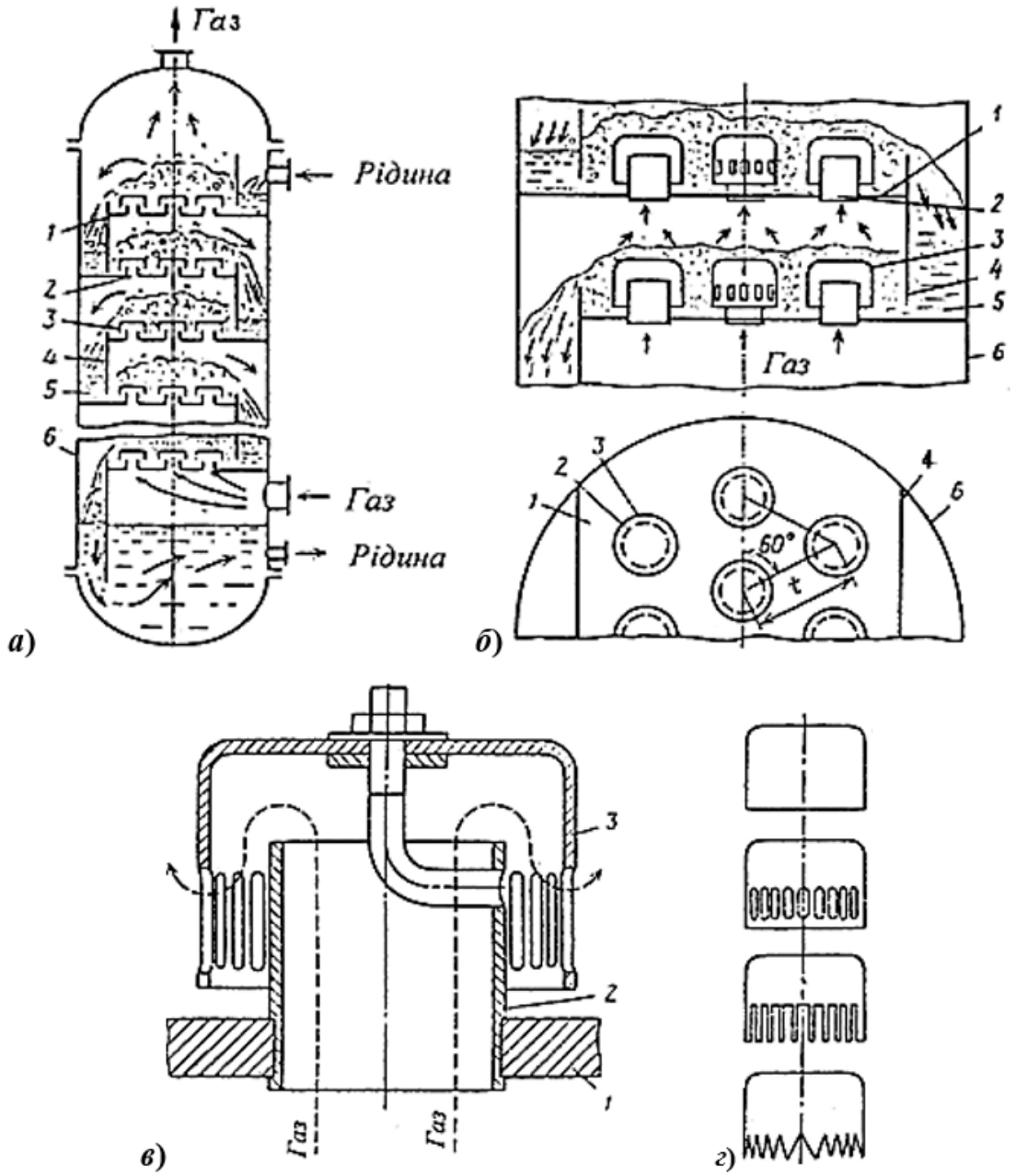
За незначної швидкості газу на тарілках підтримується бульбашковий (барботажний) режим, за якого окремі бульбашки газу рухаються крізь шар рідини.

Пінний режим виникає при збільшенні швидкості газу, коли окремі бульбашки об’єднуються в струмені, які руйнуються внаслідок опору барботажного шару на деякій відстані від місця витікання. При цьому на тарілці утворюється газорідинна система – піна, яка є нестабільною й миттєво руйнується, якщо припиняють подачу газу. Поверхня контакту фаз при пінному режимі є найбільшою, тому цей режим є найдоцільнішим для роботи тарілчастих апаратів.

Струминний (інжекційний) режим виникає при подальшому збільшенні швидкості газу, коли газові струминки виходять з газорідинного шару не руйнуючись і утворюючи значну кількість бризок, що значно погіршує умови масообміну.

Для тарілок з переливами характерна гідродинамічна нерівномірність по довжині тарілки (за ходом рідини), яка пояснюється тим, що коли рідина рухається, її рівень на тарілці збільшується (внаслідок, наприклад, наявності ковпачків або перпендикулярного потоку газу крізь шар рідини на тарілці). Це призводить до того, що більша частина газу починає рухатися крізь частину тарілки, що прилягає до переливу тарілки, розташованої вище. Щоб зменшити

гідравлічну нерівномірність у апаратах значного діаметра (від 1–2 м і більше), зменшують шлях проходження рідини (наприклад, встановлюючи кілька переливів на одній тарілці).

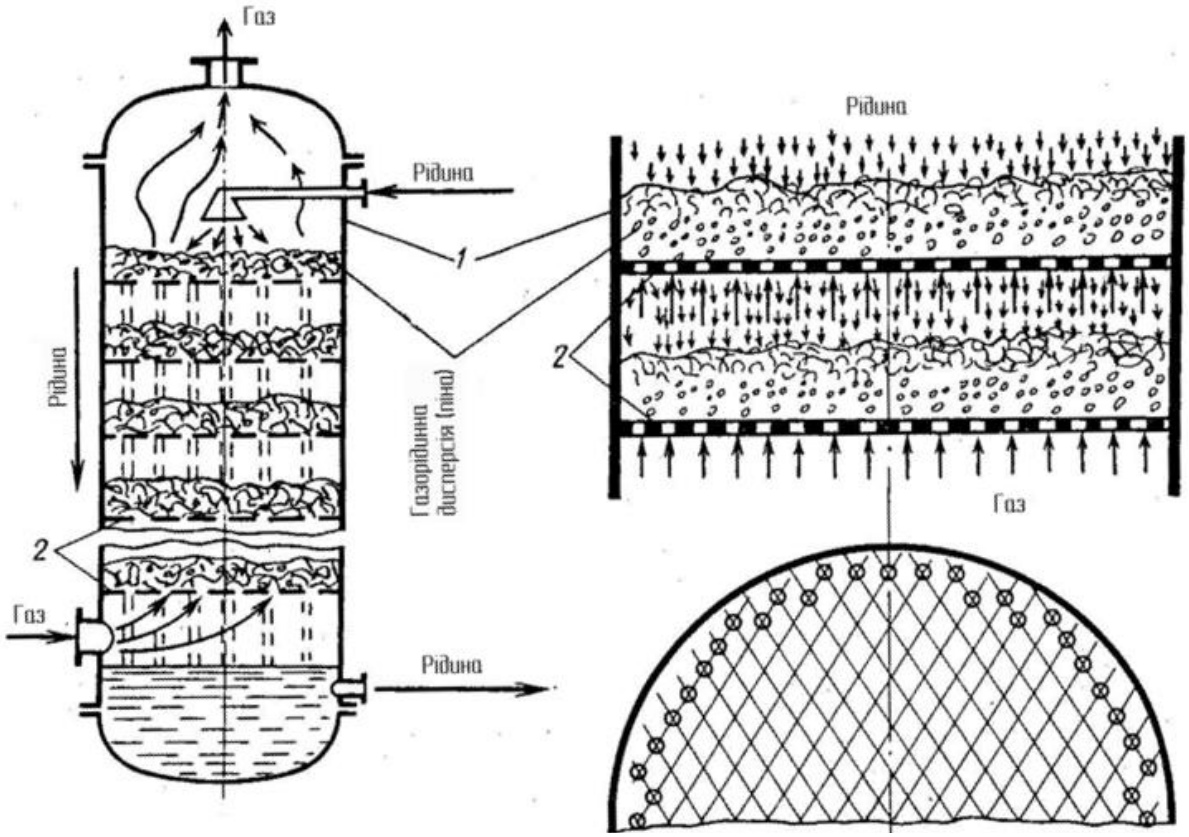


а) колона; *б*) дві сусідні тарілки; *в*) ковпачок; *г*) форми ковпачків; 1 – тарілка; 2 – паровий (газовий) патрубок; 3 – круглі ковпачки; 4 – перелив; 5 – гідравлічний затвор; 6 – корпус колони

Рисунок 8.35. Будова тарілчастої колони та ковпачкових тарілок

Перевага тарілчастих колон з тарілками, які мають переливи, – задовільна робота при значних змінах навантажень за газом і рідиною. Недоліки – складність конструкції, металоємність, значний гідравлічний опір.

Тарілчасті колони з тарілками без переливів. У тарілках без переливів газ і рідина проходять крізь одні й ті самі отвори або щілини в основах тарілок (при цьому відбувається “провалювання” рідини, тому тарілки цього типу часто називають провальними, рисунок 8.36.



а) колона ***б***) дві сусідні тарілки

Рисунок 8.36. Будова тарілчастої колони та провальних тарілок

До провальних тарілок належать дірчасті, решітчасті, хвилясті тарілки та ін. Ефективна робота провальних тарілок можлива лише при певних швидкостях газу. Так, при малих швидкостях газу сила тертя на поверхні контакту між рідиною й газом незначна і рідина практично миттєво “провалюється” крізь отвори або щілини тарілок. При значних швидкостях газу настає захлинання тарілки, а потім – режим винесення.

Границею стійкої роботи тарілчастих абсорберів з провальними тарілками, як і для насадкових колон, є швидкість захлинання, яку визначають із рівняння:

$$\frac{w_з^2}{g\,d_е\,F_в^2}\left(\frac{\rho_г}{\rho_р}\right)\left(10^3\,\mu_р\right)^{0,16} = A\,\exp\left(-4\left(\frac{L'}{G'}\right)^{0,25}\left(\frac{\rho_г}{\rho_р}\right)^{0,125}\right),$$

де $d_е$ – еквівалентний діаметр отвору або щілини, м; $F_в$ – відносна площа вільного перерізу тарілки (відношення площі отворів або щілин тарілки до площі її основи), м^2/м^2; A=0,079 (решта величин – як і в рівнянні (8.29) та (8.31).

Переваги провальних тарілок – простота конструкції й низький гідравлічний опір, недолік – складність експлуатації.

8.5.6. Методика визначення кількості теоретичних та дійсних тарілок

Основні задачі:

Для тарілчастої масообмінної колони, у якій протитечійно контактують газова фаза (G), яка є носієм цільового компонента A та рідка фаза (L) визначити:

– кількість теоретичних тарілок графічним методом;

– розрахунково перевірити значення кількості теоретичних тарілок, отриманого графічним методом;

– кількість дійсних тарілок графічним методом;

– розрахунково перевірити значення кількості дійсних тарілок, отриманого графічним методом;

– визначити, як вплине зменшення та збільшення робочої температури (на 10°C) на кількість тарілок;

– визначити, як вплине підвищення та зменшення тиску (на 0.09 МПа) на кількість тарілок.

Вихідні дані до розрахунку:

Вихідні дані до розрахунку:

Масові витрати інертного газу, кг$_B$/с: G;

Масові витрати поглинача цільового компонент, кг$_C$/с: L;

Робочий тиск, Па P_a;

Робоча температура, °С t;

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на вході до колони, кг$_A$/кг$_{AB}$ $Y_п$;

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на виході з колони, кг$_A$/кг$_{AB}$ $Y_к$;

Масова частка цільового компонента у рідкій фазі на вході до колони, кг$_A$/кг$_{AC}$ $X_п$.

Вихідні дані до розрахунку наведено у таблиці Д.8.1.5 додатку 8.1. Розрахункову схему тарілчастої масообмінної колони наведено на рисунку 8.37.

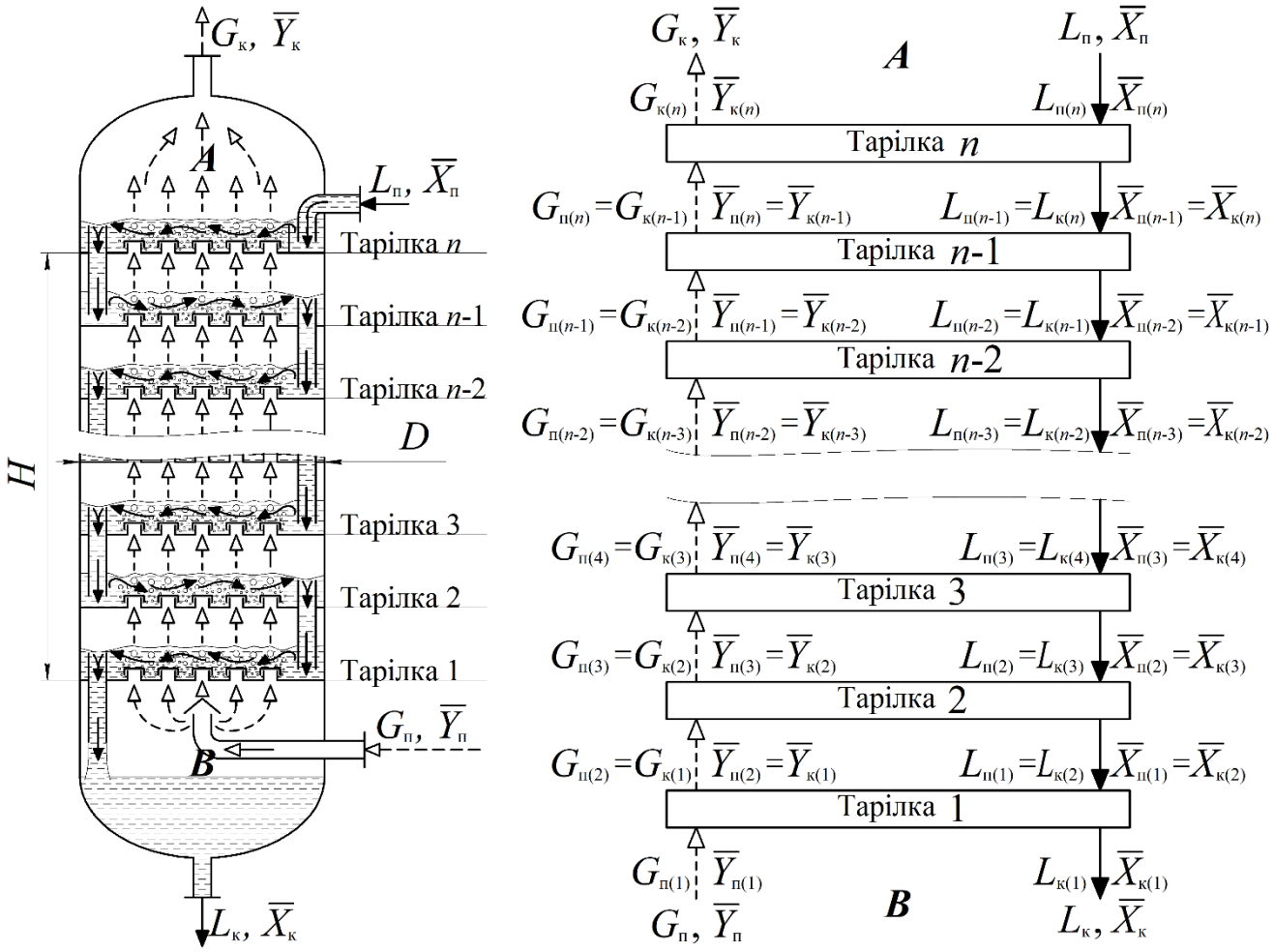


Рисунок 8.37. Розрахункова схема тарілчастої масообмінної колони

Визначення числа дійсних тарілок

Графічний метод

Схему до графічного визначення числа теоретичних тарілок наведено на рисунку 8.38.

Для графічного визначення кількості теоретичних тарілок необхідно побудувати лінію рівноваги (*I*) та робочу лінію (*II*) за точками: $A(\bar{Y}_к; \bar{X}_п)$ та $B(\bar{Y}_п; \bar{X}_к)$, рисунку 8.38.

Після побудови лінії рівноваги *I* та робочої *II*, починаючи із точки *B* проводиться вертикальна лінія до перетину із лінією рівноваги *I* – точка E_1, яка відповідає кінцевій рівноважній концентрації першої тарілки ($\bar{Y}^р_{к(1)}$). Із точки E_1 проводиться горизонтальна лінія до перетину із робочою *II* у точці D_1. Утворений трикутник BE_1D_1 – одна теоретична тарілка, де відрізок BE_1 являє собою рушійну силу для першої тарілки: $\Delta\bar{Y}_1 = \bar{Y}_п - \bar{Y}^р_{к(1)}$. Далі із точки D_1 будується наступна сходинка $D_1E_1D_2$, яка відповідає наступній тарілці.

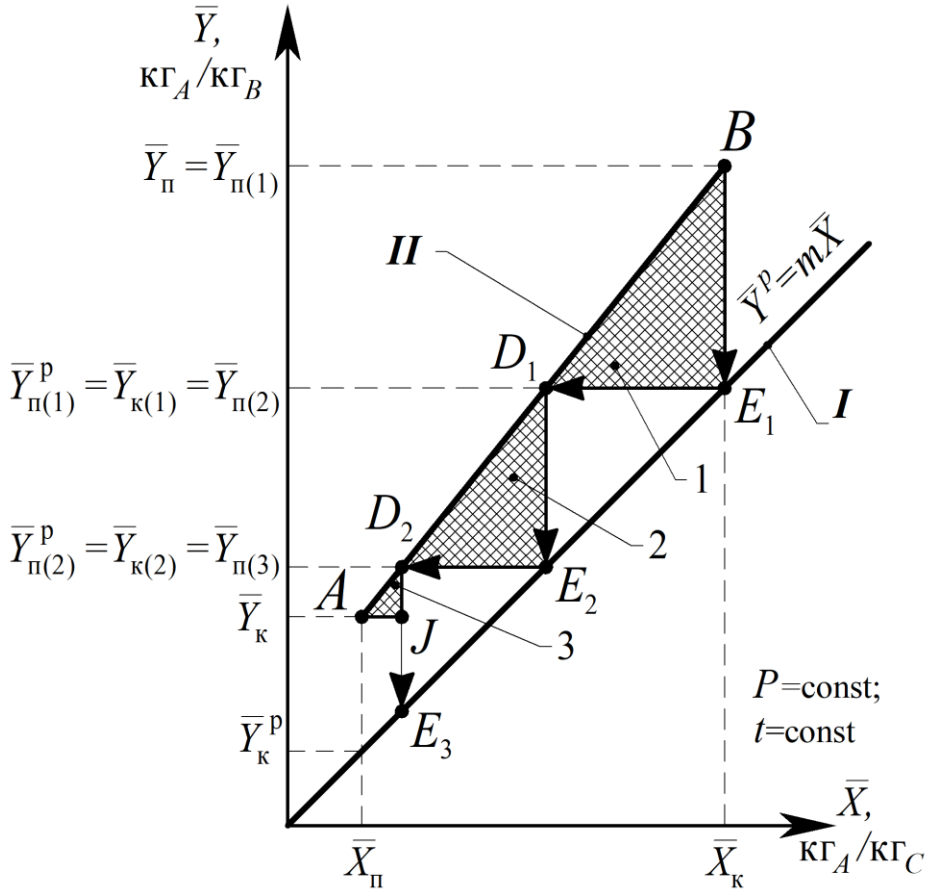


Рисунок 8.38. Схема до графічного визначення числа теоретичних тарілок:

Побудова сходинок $D_iE_iD_{(i+1)}$ продовжується доки $\bar{Y}^{\text{р}}_{\text{к}(n)} \leq \bar{Y}_{\text{к}}$ (до точки *A* робочої лінії *II*).

Кількість отриманих сходинок дорівнює числу теоретичних тарілок $N_{\text{т}}$.

У випадку, якщо остання сходинка не є цілою, рисунок 8.38, тоді число теоретичних тарілок $N_{\text{т}}$ визначається як сума цілих значень $N_{\text{т(цілих)}}$ та відношення відрізків D_2J до D_2E_3 та округлюється до цілого значення:

$$N_{\text{т}} \cong N_{\text{т(цілих)}} + \frac{D_2J}{D_2E_3}.$$

Аналітичний метод

Виділимо елемент апарата 1 (тарілка 1) , рисунок 8.38.

Точка *B* відповідає точці введення газової суміші із концентрацією $\bar{Y}_{\text{п}(1)} = \bar{Y}_{\text{п}}$, рисунок 8.38. Оскільки при визначенні числа теоретичних тарілок приймається, що процес перенесення маси на кожній із тарілок пройшов повністю (досягнуто стан рівноваги) – тоді концентрація компонента у газовій фазі *G* на виході в тарілки 1 повинна відповідати рівноважній концентрації $\bar{Y}_{\text{к}(1)} = \bar{Y}^{\text{р}}_{\text{п}(1)}$ при $\bar{X}_{\text{к}(1)} = \bar{X}_{\text{к}}$. За законом Генрі, вираженим через відносні масові частки (8.16) початкова рівноважна відносна масова частка у газовій фазі *G*, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{к}(1)} = \bar{Y}^{\text{р}}_{\text{п}(1)} = \bar{Y}^{\text{р}}_{\text{п}} = \frac{\bar{X}_{\text{к}(1)} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_{\text{к}(1)}(1-m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

Масові витрати газової суміші *AB* на вході в тарілку 1, кг$_{AB}$/$_C$:

$$G_{\text{п}(1)} = G\left(1 + \bar{Y}_{\text{п}(1)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші *AC* на вході в тарілку 1, кг$_{AB}$/$_C$:

$$G_{\text{к}(1)} = G\left(1 + \bar{Y}_{\text{к}(1)}\right)$$

Маса цільового компонента *A*, що передається на тарілці 1, кг$_A$/$_C$:

$$M_{(1)} = G\left(\bar{Y}_{\text{п}(1)} + \bar{Y}_{\text{к}(1)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші *AC* на виході з тарілки 1, кг$_{AC}$/$_C$:

$$L_{\text{к}(1)} = L\left(1 + \bar{X}_{\text{к}(1)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші *AC* на вході в тарілку 1, кг$_{AC}$/$_C$:

$$L_{\text{п}(1)} = L_{\text{к}(1)} - M_{(1)}$$

Тоді концентрація рідкої суміші на вході в тарілку 1, з урахуванням, що маса цільового компонента *A* у рідкій суміші становить $L_{\text{п}(1)} - L$, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{п}(1)} = \frac{L_{\text{п}(1)} - L}{L}$$

Таким чином, для тарілки 1 маємо наступні значення концентрацій та масових витрат потоків:

Газова фаза *G*:	Рідка фаза *L*:
$\bar{Y}_{\text{п}(1)};\quad G_{\text{п}(1)}$	$\bar{X}_{\text{к}(1)};\quad L_{\text{к}(1)}$
$\bar{Y}_{\text{к}(1)};\quad G_{\text{к}(1)}$	$\bar{X}_{\text{п}(1)};\quad L_{\text{п}(1)}$

На цьому завершується розрахунок тарілки 1 та переходять до складається матеріального балансу та визначення концентрацій для наступної тарілки, аналогічно до матеріального балансу першої.

У загальному вигляді розрахунок зводиться до розрахунку *n*-ї тарілки.

Для *n*-ї тарілки концентрація газової суміші на вході відповідає концентрації на виході з тарілки *n*-1, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{п}(n)} = \bar{Y}_{\text{к}(n-1)}$$

Концентрація рідкої суміші на виході з тарілки *n* відповідає концентрації на вході в нижню тарілку *n*-1, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{к}(n)} = \bar{X}_{\text{п}(n-1)}$$

Концентрація газової суміші на виході з тарілки *n*, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{к}(n)} = \bar{Y}^{\text{р}}_{\text{п}(n)} = \frac{\bar{X}_{\text{п}(n-1)} m \dfrac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_{\text{к}(n-1)}(1-m) + \dfrac{M_A}{M_C}}$$

Масові витрати газової суміші *AB* на вході в тарілку *n*, кг$_{AB}$/$_C$:

$$G_{\text{п}(n)} = G\left(1 + \bar{Y}_{\text{п}(n)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші *AC* на вході в тарілку *n*, кг$_{AB}$/$_C$:

$$G_{\text{к}(n)} = G\left(1 + \bar{Y}_{\text{к}(n)}\right)$$

Маса цільового компонента *A*, що передається на тарілці *n*, кг$_A$/$_C$:

$$M_{(n)} = G\left(\bar{Y}_{\text{п}(n)} + \bar{Y}_{\text{к}(n)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші *AC* на виході з тарілки *n*, кг$_{AC}$/$_C$:

$$L_{\text{к}(n)} = L\left(1 + \bar{X}_{\text{к}(n)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші AC на вході в тарілку n, кг$_{AC}$/$_C$:

$$L_{\text{п}(n)} = L_{\text{к}(n)} - M_{(n)}$$

Тоді концентрація рідкої суміші на вході в тарілку n, з урахуванням, що маса цільового компонента А у рідкій суміші становить $L_{\text{п}(1)} - L$, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{п}(n)} = \frac{L_{\text{п}(n)} - L}{L}$$

Розрахунки проводяться доки концентрація рідкої фази на виході з n-ї тарілки $\bar{X}_{\text{п}(n)}$ буде $\bar{X}_{\text{п}(n)} \leq \bar{X}_{\text{к}}$. Після досягнення виконання цієї умови визначається кількість теоретичних тарілок $N_{\text{т}}$. Якщо $\bar{X}_{\text{п}(n)} = \bar{X}_{\text{к}}$ – кількість теоретичних тарілок має ціле значення. Якщо $\bar{X}_{\text{п}(n)} < \bar{X}_{\text{к}}$ – кількість теоретичних тарілок визначається з рівняння:

$$N_{\text{т}} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}(n)} - \bar{Y}_{\text{к}}}{\bar{Y}_{\text{п}(n)} - \bar{Y}^{\text{р}}_{\text{к}(n)}}$$

Визначення кількості дійсних тарілок

Оскільки в реальних умовах процес перенесення маси не відбувається повного вилучення цільового компонента (досягнення рівноважного стану) – при визначенні кількості дійсних тарілок необхідно враховувати максимальний ступінь вилучення цільового компонента.

Максимальний ступінь вилучення цільового компонента:

$$E_y = \frac{\bar{Y}_n - \bar{Y}_{n+1}}{\bar{Y}_n - \bar{Y}_n^{\text{р}}} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}(n)} - \bar{Y}_{\text{к}(n)}}{\bar{Y}_{\text{п}(n)} - \bar{Y}_{\text{п}(n)}{}^{\text{р}}}.$$

де $\bar{Y}_{\text{к}(n)}$ – концентрація газової фази на виході з n-ї тарілки в реальних умовах, кг/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{к}(n)} = \bar{Y}_{\text{п}(n)} - E_y\left(\bar{Y}_{\text{п}(n)} - \bar{Y}_{\text{п}(n)}{}^{\text{р}}\right)$$

Таким чином, за даних умов можна вилучити не більше $E_y \cdot 100\%$ цільового компонента, що міститься у газовій суміші. Більшого ступеня вилучення можна досягти за рахунок зменшення температури або підвищення тиску при проведенні процесу.

Розрахунок кількості дійсних тарілок проводиться за аналогією розрахунку теоретичних тарілок при врахування максимального ступеня вилучення цільового компонента E_y.

Порядок розрахунку числа дійсних тарілок.

Для *n*-ї тарілки концентрація газової суміші на вході відповідає концентрації на виході з тарілки *n*-1, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{п}(n)} = \bar{Y}_{\text{к}(n-1)}$$

Концентрація рідкої суміші на виході з тарілки *n* відповідає концентрації на вході в нижню тарілку *n*-1, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{к}(n)} = \bar{X}_{\text{п}(n-1)}$$

Концентрація газової суміші на виході з тарілки *n*, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{п}(n)}{}^{\text{р}} = \frac{\bar{X}_{\text{п}(n-1)} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_{\text{к}(n-1)}(1-m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

Концентрація газової суміші на виході з тарілки *n* з урахуванням максимального ступеня вилучення цільового компонента, кг$_A$/кг$_B$:

$$\bar{Y}_{\text{к}(n)} = \bar{Y}_{\text{п}(n)} - E_y\left(\bar{Y}_{\text{п}(n)} - \bar{Y}_{\text{п}(n)}{}^{\text{р}}\right)$$

Масові витрати газової суміші *AB* на вході в тарілку *n*, кг$_{AB}$/$_C$:

$$G_{\text{п}(n)} = G\left(1 + \bar{Y}_{\text{п}(n)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші *AC* на вході в тарілку *n*, кг$_{AB}$/$_C$:

$$G_{\text{к}(n)} = G\left(1 + \bar{Y}_{\text{к}(n)}\right)$$

Маса цільового компонента *A*, що передається на тарілці *n*, кг$_A$/$_C$:

$$M_{(n)} = G\left(\bar{Y}_{\text{п}(n)} + \bar{Y}_{\text{к}(n)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші *AC* на виході з тарілки *n*, кг$_{AC}$/$_C$:

$$L_{\text{к}(n)} = L\left(1 + \bar{X}_{\text{к}(n)}\right)$$

Масові витрати рідкої суміші *AC* на вході в тарілку *n*, кг$_{AC}$/$_C$:

$$L_{\text{п}(n)} = L_{\text{к}(n)} - M_{(n)}$$

Тоді концентрація рідкої суміші на вході в тарілку *n*, з урахуванням, що маса цільового компонента А у рідкій суміші становить $L_{\text{п}(1)} - L$, кг$_A$/кг$_C$:

$$\bar{X}_{\text{п}(n)} = \frac{L_{\text{п}(n)} - L}{L}$$

Розрахунки проводяться доки концентрація рідкої фази на виході з n-ї тарілки $\bar{X}_{\text{п}(n)}$ буде $\bar{X}_{\text{п}(n)} \leq \bar{X}_{\text{к}}$. Після досягнення виконання цієї умови визначається кількість теоретичних тарілок $N_{\text{т}}$. Якщо $\bar{X}_{\text{п}(n)} = \bar{X}_{\text{к}}$ – кількість теоретичних тарілок має ціле значення. Якщо $\bar{X}_{\text{п}(n)} < \bar{X}_{\text{к}}$ – кількість теоретичних тарілок визначається з рівняння:

$$N_{\text{т}} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}(n)} - \bar{Y}_{\text{к}}}{\bar{Y}_{\text{п}(n)} - \bar{Y}_{\text{к}(n)}}$$

8.5.7. Приклад програми розрахунку кількості теоретичних та дійсних тарілок в *Mathcad*

1. Вихідні дані:

Позначення індексів:

A - цільовий компонент
B - носій цільового компонента у газовій фазі
C - поглинач цільового компонента у рідкій фазі
G - газова фаза
L - рідка фаза
п - початок процесу
к - кінець процесу

Масові витрати інертного газу (газового носія цільового компонента):

$\frac{кг_B}{с}$ $G := 2.052$

Масові витрати абсорбенту або рідкого поглинача цільового компоненту (води):

$\frac{кг_C}{с}$ $L := 2.099$

Робочий тиск:

Па $P_a := 0.1 \cdot 10^6$

Температура поглинача:

°C $t := 16$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на початку процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AB}}$ $Y_п := 0.2$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі вкінці процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AB}}$ $Y_к := 0.09$

Масова частка цільового компонента у рідкій фазі на початку процесу:

$\frac{кг_A}{кг_{AC}}$ $X_п := 1 \cdot 10^{-8} = 1 \times 10^{-8}$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі G:

$\frac{кг}{м^2 \cdot с}$ $\beta_y := 1.1 \cdot 10^{-2}$

Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі L:

$\frac{кг}{м^2 \cdot с}$ $\beta_x := 5.531 \cdot 10^{-3}$

Цільовий компонент: CO2

Матеріальний баланс процесу

1. Відносні масові частки цільового компонента А:

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента А у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_п := \frac{Y_п}{(1 - Y_п)} = \frac{0.2}{1 - 0.2} = 0.25$$

Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента А у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_к := \frac{Y_к}{(1 - Y_к)} = \frac{0.09}{1 - 0.09} = 0.099$$

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента А у рідкій фазі L:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_п := \frac{X_п}{(1 - X_п)} = \frac{1E\text{-}08}{1 - 1E\text{-}08} = 1 \times 10^{-8}$$

2. Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента А у рідкій фазі L із рівняння матеріального балансу:

$$G\cdot("Y"_п - "Y"_к) = L\cdot("X"_к - "X"_п)$$

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_к := \frac{G\cdot("Y"_п - "Y"_к)}{L} + "X"_п = \frac{2.052\cdot(0.25 - 0.099)}{2.099} + 10^{-8} = 0.148$$

Визначення рівноважного стану (при вираженні концентрацій через відносні масові частки):

3. Константа Генрі для заданого цільового компонента:

$$Па \quad \Psi_{CO2} := 147370\cdot e^{0.0218\cdot t} = 147370\cdot e^{0.0218\cdot 16} = 2.089 \times 10^5$$

4. Коефіцієнт розподілення:

$$m := \frac{\Psi_{CO2}}{P_a} = \frac{2.089\cdot 10^5}{0.1\cdot 10^6} = 2.089$$

5. Молекулярна маса цільового компонента та його носіїв:

Молекулярна маса хімічних елементів:

$$\frac{кг}{кмоль} \quad C := 12.0107 \quad O := 15.9994 \quad H := 1.0079 \quad S := 32.066 \quad N := 14.0067 \quad Cl := 35.4527$$

Молекулярна маса цільового компонента (CO2):

$$\frac{кг_A}{кмоль_A} \quad M_A := C + O\cdot 2 = 12.0107 + 15.9994\cdot 2 = 44.01$$

Молекулярна маса носія цільового компонента у газовій фазі (повітря)

$$\frac{кг_B}{кмоль_B} \qquad M_B := 28.97$$

Молекулярна маса поглинача цільового компонента у рідкій фазі (води):

$$\frac{кг_C}{кмоль_C} \qquad M_{H2O} := H \cdot 2 + O = 18.015 \qquad M_C := M_{H2O} = 18.015$$

Рівноважна відносна масова частка цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \qquad "Y"_{рівноваги}("X") := \frac{"X" \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X" \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

6. Початкова рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі G:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \qquad "Y"_{п.рівноважна} := \frac{"X"_к \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_к \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.1476 \cdot 2.089 \cdot \frac{44.01}{28.97}}{0.1476 \cdot (1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.205$$

7. Кінцева рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \qquad "Y"_{к.рівноважна} := \frac{"X"_п \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_п \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{10^{-8} \cdot 2.089 \cdot \frac{44.01}{28.97}}{10^{-8} \cdot (1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 1.299 \times 10^{-8}$$

8. Графічна побудова лінії рівноваги та робочої лінії процесу

Графічна побудова робочої лінії процесу

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \qquad "Y"_п = 0.25 \qquad \text{при} \qquad "X"_к = 0.148 \quad \frac{кг_A}{кг_C}$$

Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі - повітрі (знайдена на початку розрахунку):

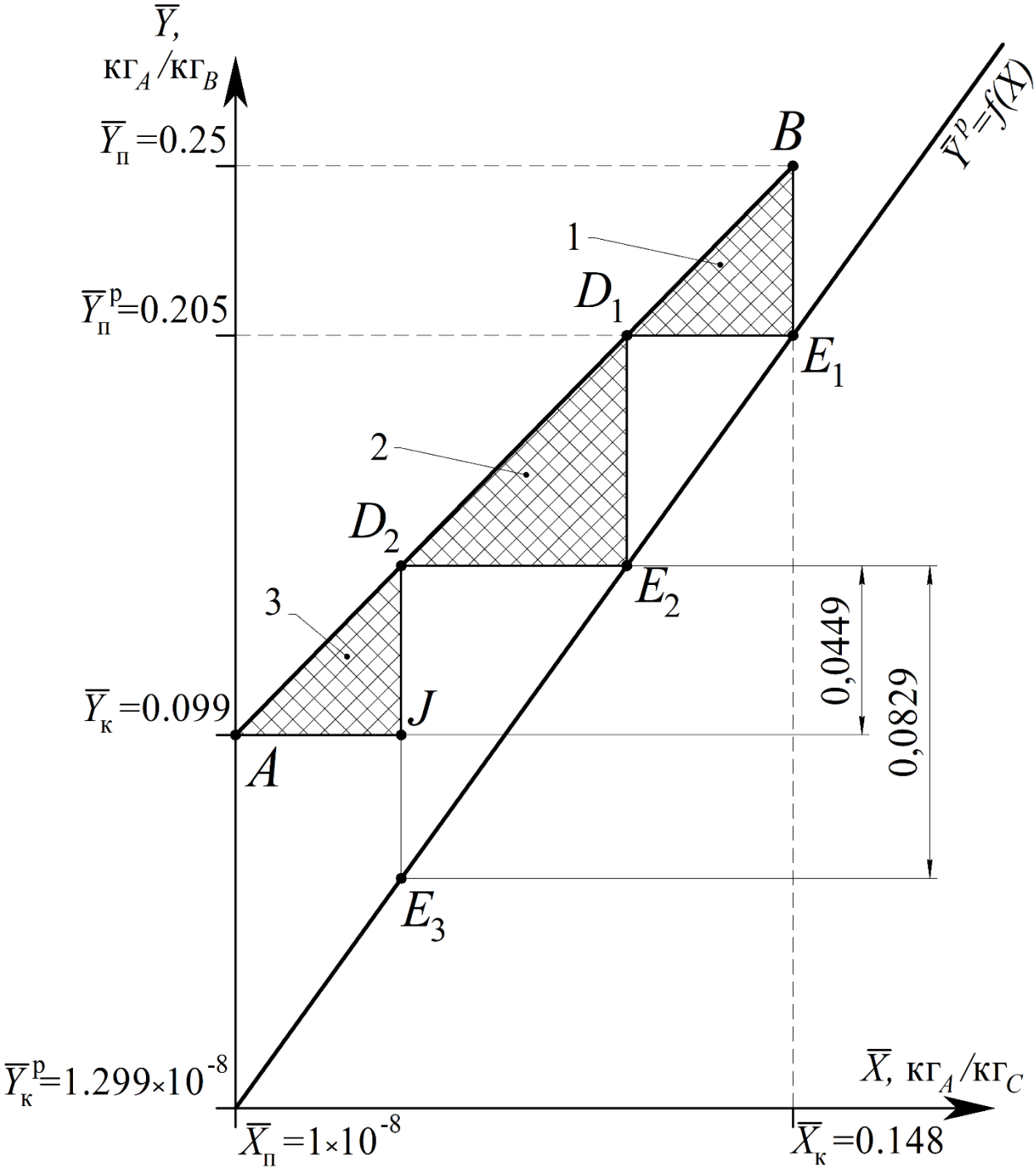
$$\frac{кг_A}{кг_B} \qquad "Y"_к = 0.099 \qquad \text{при} \qquad "X"_п = 1 \times 10^{-8} \quad \frac{кг_A}{кг_C}$$

Робоча лінія та лінія рівноваги будуються по точках:

Точка А:

$$"X"_{роб} := \begin{pmatrix} "X"_п \\ "X"_к \end{pmatrix} \qquad "Y"_{роб} := \begin{pmatrix} "Y"_к \\ "Y"_п \end{pmatrix} \qquad "Y"_{рівноважна} := \begin{pmatrix} "Y"_{к.рівноважна} \\ "Y"_{п.рівноважна} \end{pmatrix}$$

Точка В:



Теоретична кількість цілих тарілок:

$N_{т.цілих} := 2$

Значення відрізків неповної тарілки (останньої):

$D2J := 0.0449$

$D2E3 := 0.0829$

Теоретична кількість тарілок за графічним методом визначення:

$$N_{т.граф} := N_{т.цілих} + \frac{D2J}{D2E3} = 2 + \frac{0.0449}{0.0829} = 2.542$$

Визначення кількості теоретичних тарілок аналітичним методом

Розрахунок тарілки 1.

Концентрація газової фази на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.1} := "Y"_{п} = 0.25$$

Масові витрати газової суміші на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad G_{п.1} := G\cdot\left(1 + "Y"_{п.1}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.25) = 2.565$$

Концентрація рідкої фази на виході з тарілки 1:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{к.1} := "X"_{к} = 0.148$$

Масові витрати рідкої суміші на виході з тарілки 1:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad L_{к.1} := L\cdot\left(1 + "X"_{к.1}\right) = 2.099\cdot(1 + 0.1476) = 2.409$$

Рівноважна концентрація у газовій фазі G на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.1.р} := \frac{"X"_{к.1}\cdot m\cdot\frac{M_A}{M_B}}{"X"_{к.1}\cdot\left(1 - m\right) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.1476\cdot 2.089\cdot\frac{44.01}{28.97}}{0.1476\cdot(1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.205$$

Концентрація газової фази на виході з тарілки 1:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.1} := "Y"_{п.1.р} = 0.205$$

Масові витрати газової суміші на виході з тарілки1:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad G_{к.1} := G\cdot\left(1 + "Y"_{к.1}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.205) = 2.473$$

Маса цільового компонента, що передається на тарілці 1:

$$\frac{кг_A}{c} \quad M_1 := G\cdot\left("Y"_{п.1} - "Y"_{к.1}\right) = 2.052\cdot(0.25 - 0.205) = 0.092$$

Масові витрати рідкої суміші на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_{AC}}{c} \quad L_{п.1} := L_{к.1} - M_1 = 2.409 - 0.092 = 2.317$$

Концентрація цільового компонента у рідкій суміші на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{п.1} := \frac{L_{п.1} - L}{L} = \frac{2.317 - 2.099}{2.099} = 0.104$$

Розрахунок тарілки 2.

Концентрація газової фази на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.2} := "Y"_{к.1} = 0.205$$

Масові витрати газової суміші на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{п.2} := G\cdot\left(1 + "Y"_{п.2}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.205) = 2.473$$

Концентрація рідкої фази на виході з тарілки 2:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{к.2} := "X"_{п.1} = 0.104$$

Масові витрати рідкої суміші на виході з тарілки 2:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad L_{к.2} := L\cdot\left(1 + "X"_{к.2}\right) = 2.099\cdot(1 + 0.104) = 2.317$$

Рівноважна концентрація у газовій фазі G на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.2.р} := \frac{"X"_{к.2}\cdot m\cdot\frac{M_A}{M_B}}{"X"_{к.2}\cdot(1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.104\cdot 2.089\cdot\frac{44.01}{28.97}}{0.104\cdot(1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.142$$

Концентрація газової фази на виході з тарілки 2:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.2} := "Y"_{п.2.р} = 0.142$$

Масові витрати газової суміші на виході з тарілки 2:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{к.2} := G\cdot\left(1 + "Y"_{к.2}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.142) = 2.343$$

Маса цільового компонента, що передається на тарілці 2:

$$\frac{кг_A}{с} \quad M_2 := G\cdot\left("Y"_{п.2} - "Y"_{к.2}\right) = 2.052\cdot(0.205 - 0.142) = 0.129$$

Масові витрати рідкої суміші на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_{AC}}{с} \quad L_{п.2} := L_{к.2} - M_2 = 2.317 - 0.129 = 2.188$$

Концентрація цільового компонента у рідкій суміші на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{п.2} := \frac{L_{п.2} - L}{L} = \frac{2.188 - 2.099}{2.099} = 0.042$$

Розрахунок тарілки 3.

Концентрація газової фази на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.3} := "Y"_{к.2} = 0.142$$

Масові витрати газової суміші на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{п.3} := G\cdot\left(1 + "Y"_{п.3}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.142) = 2.343$$

Концентрація рідкої фази на виході з тарілки 3:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{к.3} := "X"_{п.2} = 0.042$$

Масові витрати рідкої суміші на виході з тарілки 3:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad L_{к.3} := L\cdot\left(1 + "X"_{к.3}\right) = 2.099\cdot(1 + 0.042) = 2.187$$

Рівноважна концентрація у газовій фазі G на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.3.р} := \frac{"X"_{к.3}\cdot m\cdot\frac{M_A}{M_B}}{"X"_{к.3}\cdot\left(1 - m\right) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.042\cdot 2.089\cdot\frac{44.01}{28.97}}{0.042\cdot(1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.056$$

Концентрація газової фази на виході з тарілки 3:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.3} := "Y"_{п.3.р} = 0.056$$

Масові витрати газової суміші на виході з тарілки 3:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{к.3} := G\cdot\left(1 + "Y"_{к.3}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.056) = 2.167$$

Маса цільового компонента, що передається на тарілці 3:

$$\frac{кг_A}{с} \quad M_3 := G\cdot\left("Y"_{п.3} - "Y"_{к.3}\right) = 2.052\cdot(0.142 - 0.056) = 0.176$$

Масові витрати рідкої суміші на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_{AC}}{с} \quad L_{п.3} := L_{к.3} - M_3 = 2.187 - 0.176 = 2.011$$

Концентрація цільового компонента у рідкій суміші на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{п.3} := \frac{L_{п.3} - L}{L} = \frac{2.011 - 2.099}{2.099} = -0.042$$

$$"X"_{п.3} < "X"_{к}$$

Теоретична кількість цілих тарілок:

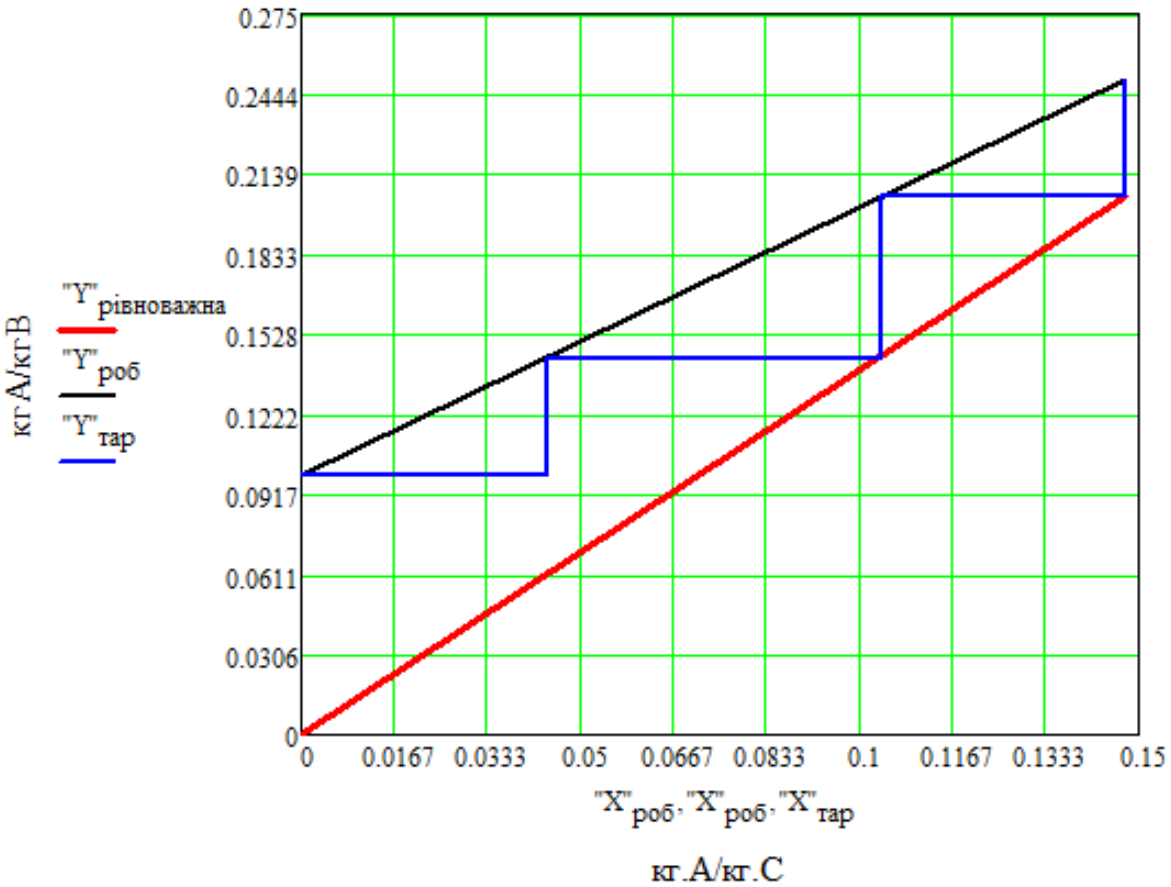
$$N_{т.цілих.} := 2$$

Теоретична кількість тарілок:

$$N_т := N_{т.цілих.} + \frac{"Y"_{п.3} - "Y"_{к}}{"Y"_{п.3} - "Y"_{п.3.р}} = 2 + \frac{0.142 - 0.099}{0.142 - 0.056} = 2.5$$

$$"X"_{роб} := \begin{pmatrix} "X"_{п} \\ "X"_{к} \end{pmatrix} \qquad "Y"_{роб} := \begin{pmatrix} "Y"_{к} \\ "Y"_{п} \end{pmatrix} \qquad "X"_{тар} := \begin{pmatrix} "X"_{к.1} \\ "X"_{к.1} \\ "X"_{п.1} \\ "X"_{к.2} \\ "X"_{п.2} \\ "X"_{к.3} \\ "X"_{п} \end{pmatrix} \qquad "Y"_{тар} := \begin{pmatrix} "Y"_{п.1} \\ "Y"_{к.1} \\ "Y"_{п.2} \\ "Y"_{к.2} \\ "Y"_{п.3} \\ "Y"_{к} \\ "Y"_{к} \end{pmatrix}$$

$$"Y"_{рівноважна} := \begin{pmatrix} "Y"_{к.рівноважна} \\ "Y"_{п.рівноважна} \end{pmatrix}$$



Визначення кількості дійсних тарілок аналітичним методом

$E_y := 0.5$

Розрахунок тарілки 1.

Концентрація газової фази на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.1.} := "Y"_{п} = 0.25$$

Масові витрати газової суміші на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{п.1.} := G\cdot\left(1 + "Y"_{п.1}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.25) = 2.565$$

Концентрація рідкої фази на виході з тарілки 1:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{к.1.} := "X"_{к} = 0.148$$

Масові витрати рідкої суміші на виході з тарілки 1:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad L_{к.1.} = L\cdot\left(1 + "X"_{к.1.}\right) = 2.099\cdot(1 + 0.1476) = 2.409$$

Рівноважна концентрація у газовій фазі G на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.1.р.} := \frac{"X"_{к.1.}\cdot m\cdot\frac{M_A}{M_B}}{"X"_{к.1.}\cdot\left(1 - m\right) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.1476\cdot 2.089\cdot\frac{44.01}{28.97}}{0.1476\cdot(1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.205$$

Концентрація газової фази на виході з тарілки 1 з урахуванням максимального ступеня вилучення цільового компонента:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.1.} := "Y"_{п.1.} - E_y\cdot\left("Y"_{п.1.} - "Y"_{п.1.р.}\right) = 0.25 - 0.5\cdot(0.25 - 0.20524315416655392) = 0.228$$

Масові витрати газової суміші на виході з тарілки 1:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{к.1.} := G\cdot\left(1 + "Y"_{к.1.}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.22762157708327696) = 2.519$$

Маса цільового компонента, що передається на тарілці 1:

$$\frac{кг_A}{с} \quad M_{1.} := G\cdot\left("Y"_{п.1.} - "Y"_{к.1.}\right) = 2.052\cdot(0.25 - 0.22762157708327696) = 0.046$$

Масові витрати рідкої суміші на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_{AC}}{с} \quad L_{п.1.} := L_{к.1.} - M_{1.} = 2.4088124 - 0.045920523825115682 = 2.363$$

Концентрація цільового компонента у рідкій суміші на вході в тарілку 1:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{п.1.} := \frac{L_{п.1.} - L}{L} = \frac{2.3628918761748845 - 2.099}{2.099} = 0.126$$

<u>Розрахунок тарілки 2.</u>

Концентрація газової фази на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.2.} := "Y"_{к.1.} = 0.228$$

Масові витрати газової суміші на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{п.2.} := G\cdot\left(1 + "Y"_{п.2.}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.22762157708327696) = 2.519$$

Концентрація рідкої фази на виході з тарілки 2:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{к.2.} := "X"_{п.1.} = 0.126$$

Масові витрати рідкої суміші на виході з тарілки 2:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad L_{к.2.} := L\cdot\left(1 + "X"_{к.2.}\right) = 2.099\cdot(1 + 0.12572266611476143) = 2.363$$

Рівноважна концентрація у газовій фазі G на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_A}{кг_B}\ "Y"_{п.2.р.} := \frac{"X"_{к.2.}\cdot m\cdot\frac{M_A}{M_B}}{"X"_{к.2.}\cdot(1-m)+\frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.12572266611476143\cdot 2.089\cdot\frac{44.01}{28.97}}{0.12572266611476143\cdot(1-2.089)+\frac{44.01}{18.015}} = 0.173$$

Концентрація газової фази на виході з тарілки 2 з урахуванням максимального ступеня вилучення цільового компонента:

$$\frac{кг_A}{кг_B}\ "Y"_{к.2.} := "Y"_{п.2.} - E_y\cdot("Y"_{п.2.} - "Y"_{п.2.р.}) = 0.227621 - 0.5\cdot(0.227621 - 0.17301) = 0.2$$

Масові витрати газової суміші на виході з тарілки 2:

$$\frac{кг_{AB}}{c}\ G_{к.2.} := G\cdot(1 + "Y"_{к.2.}) = 2.463$$

Маса цільового компонента, що передається на тарілці 2:

$$\frac{кг_A}{c}\ M_{2.} := G\cdot("Y"_{п.2.} - "Y"_{к.2.}) = 2.052\cdot(0.227621 - 0.20031549999999998) = 0.056$$

Масові витрати рідкої суміші на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_{AC}}{c}\ L_{п.2.} := L_{к.2.} - M_{2.} = 2.3628918761748845 - 0.056030886000000023 = 2.307$$

Концентрація цільового компонента у рідкій суміші на вході в тарілку 2:

$$\frac{кг_A}{кг_C}\ "X"_{п.2.} := \frac{L_{п.2.} - L}{L} = \frac{2.3068609901748847 - 2.099}{2.099} = 0.099$$

<u>Розрахунок тарілки 3.</u>

Концентрація газової фази на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_A}{кг_B}\ "Y"_{п.3.} := "Y"_{к.2.} = 0.2$$

Масові витрати газової суміші на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_{AB}}{c}\ G_{п.3.} := G\cdot(1 + "Y"_{п.3.}) = 2.052\cdot(1 + 0.20031549999999998) = 2.463$$

Концентрація рідкої фази на виході з тарілки 3:

$$\frac{кг_A}{кг_C}\ "X"_{к.3.} := "X"_{п.2.} = 0.099$$

Масові витрати рідкої суміші на виході з тарілки 3:

$$\frac{кг_{AB}}{c}\ L_{к.3.} := L\cdot(1 + "X"_{к.3.}) = 2.099\cdot(1 + 0.099028580359640045) = 2.307$$

Рівноважна концентрація у газовій фазі G на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_A}{кг_B}\ "Y"_{п.3.р.} = \frac{"X"_{к.3.}\cdot m\cdot\frac{M_A}{M_B}}{"X"_{к.3.}\cdot(1-m)+\frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.099028580359640045\cdot 2.089\cdot\frac{44.01}{28.97}}{0.099028580359640045\cdot(1-2.089)+\frac{44.01}{18.015}} = 0.135$$

Концентрація газової фази на виході з тарілки 3 з урахуванням максимального ступеня вилучення цільового компонента:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.3.} := "Y"_{п.3.} - E_y \cdot \left("Y"_{п.3.} - "Y"_{п.3.р.}\right) = 0.20031549 - 0.5 \cdot (0.20031549 - 0.134583642) = 0.167$$

Масові витрати газової суміші на виході з тарілки 3:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad G_{к.3.} := G \cdot \left(1 + "Y"_{к.3.}\right) = 2.052 \cdot (1 + 0.167449566) = 2.396$$

Маса цільового компонента, що передається на тарілці 3:

$$\frac{кг_A}{c} \quad M_{3.} := G \cdot \left("Y"_{п.3.} - "Y"_{к.3.}\right) = 2.052 \cdot (0.20031549 - 0.167449566) = 0.067$$

Масові витрати рідкої суміші на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_{AC}}{c} \quad L_{п.3.} := L_{к.3.} - M_{3.} = 2.3068609901748847 - 0.067440876048000045 = 2.239$$

Концентрація цільового компонента у рідкій суміші на вході в тарілку 3:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{п.3.} := \frac{L_{п.3.} - L}{L} = \frac{2.2394201141268848 - 2.099}{2.099} = 0.067$$

<u>Розрахунок тарілки 4.</u>

Концентрація газової фази на вході в тарілку 4:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.4.} := "Y"_{к.3.} = 0.167$$

Масові витрати газової суміші на вході в тарілку 4:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad G_{п.4.} := G \cdot \left(1 + "Y"_{п.4.}\right) = 2.052 \cdot (1 + 0.167449566) = 2.396$$

Концентрація рідкої фази на виході з тарілки 4:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{к.4.} := "X"_{п.3.} = 0.067$$

Масові витрати рідкої суміші на виході з тарілки 4:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad L_{к.4.} := L \cdot \left(1 + "X"_{к.4.}\right) = 2.099 \cdot (1 + 0.066898577478268023) = 2.239$$

Рівноважна концентрація у газовій фазі G на вході в тарілку 4:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.4.р.} := \frac{"X"_{к.4.} \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_{к.4.} \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.066898577478268023 \cdot 2.089 \cdot \frac{44.01}{28.97}}{0.066898577478268023 \cdot (1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.09$$

Концентрація газової фази на виході з тарілки 4 з урахуванням максимального ступеня вилучення цільового компонента:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.4.} := "Y"_{п.4.} - E_y \cdot \left("Y"_{п.4.} - "Y"_{п.4.р.}\right) = 0.1674495 - 0.5 \cdot (0.1674495 - 0.089575531) = 0.129$$

Масові витрати газової суміші на виході з тарілки 4:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad G_{к.4.} := G \cdot \left(1 + "Y"_{к.4.}\right) = 2.052 \cdot (1 + 0.1285125155) = 2.316$$

Маса цільового компонента, що передається на тарілці 4:

$$\frac{кг_A}{c} \quad M_{4.} := G\cdot\left("Y"_{п.4.} - "Y"_{к.4.}\right) = 2.052\cdot(0.1674495 - 0.1285125155) = 0.08$$

Масові витрати рідкої суміші на вході в тарілку 4:

$$\frac{кг_{AC}}{c} \quad L_{п.4.} := L_{к.4.} - M_{4.} = 2.2394201141268848 - 0.07989869219399999 = 2.16$$

Концентрація цільового компонента у рідкій суміші на вході в тарілку 4:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{п.4.} := \frac{L_{п.4.} - L}{L} = \frac{2.1595214219328849 - 2.099}{2.099} = 0.029$$

<u>Розрахунок тарілки 5.</u>

Концентрація газової фази на вході в тарілку 5:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.5.} := "Y"_{к.4.} = 0.129$$

Масові витрати газової суміші на вході в тарілку 5:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad G_{п.5.} := G\cdot\left(1 + "Y"_{п.5.}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.1285125155) = 2.316$$

Концентрація рідкої фази на виході з тарілки 5:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \quad "X"_{к.5.} := "X"_{п.4.} = 0.029$$

Масові витрати рідкої суміші на виході з тарілки 5:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad L_{к.5.} := L\cdot\left(1 + "X"_{к.5.}\right) = 2.099\cdot(1 + 0.028833454946586314) = 2.16$$

Рівноважна концентрація у газовій фазі G на вході в тарілку 5:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{п.5.р.} := \frac{"X"_{к.5.}\cdot m\cdot\frac{M_A}{M_B}}{"X"_{к.5.}\cdot\left(1 - m\right) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.028833454946586314\cdot 2.089\cdot\frac{44.01}{28.97}}{0.028833454946586314\cdot(1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.038$$

Концентрація газової фази на виході з тарілки 5 з урахуванням максимального ступеня вилучення цільового компонента:

$$\frac{кг_A}{кг_B} \quad "Y"_{к.5.} := "Y"_{п.5.} - E_y\cdot\left("Y"_{п.5.} - "Y"_{п.5.р.}\right) = 0.1285125 - 0.5\cdot(0.1285125 - 0.03794364988) = 0.083$$

Масові витрати газової суміші на виході з тарілки 5:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \quad G_{к.5.} := G\cdot\left(1 + "Y"_{к.5.}\right) = 2.052\cdot(1 + 0.083228074940000008) = 2.223$$

Маса цільового компонента, що передається на тарілці 5:

$$\frac{кг_A}{c} \quad M_{5.} := G\cdot\left("Y"_{п.5.} - "Y"_{к.5.}\right) = 2.052\cdot(0.1285125 - 0.083228074940000008) = 0.093$$

Масові витрати рідкої суміші на вході в тарілку 5:

$$\frac{кг_{AC}}{c} \quad L_{п.5.} := L_{к.5.} - M_{5.} = 2.1595214219328849 - 0.09292364022312 = 2.067$$

Концентрація цільового компонента у рідкій суміші на вході в тарілку 5:

$$\frac{кг_A}{кг_C} \qquad "X"_{п.5.} := \frac{L_{п.5.} - L}{L} = \frac{2.0665977817097647 - 2.099}{2.099} = -0.015 \qquad "X"_{п.5} < "X"_{к}$$

Кількість цілих дійсних тарілок:

$$N_{д.цілих.} := 4$$

Дійсна кількість тарілок:

$$N_{д} := N_{д.цілих.} + \frac{"Y"_{п.5.} - "Y"_{к}}{"Y"_{п.5.} - "Y"_{к.5.}} = 4 + \frac{0.1285125 - 0.099}{0.1285125 - 0.083228074940000008} = 4.652$$

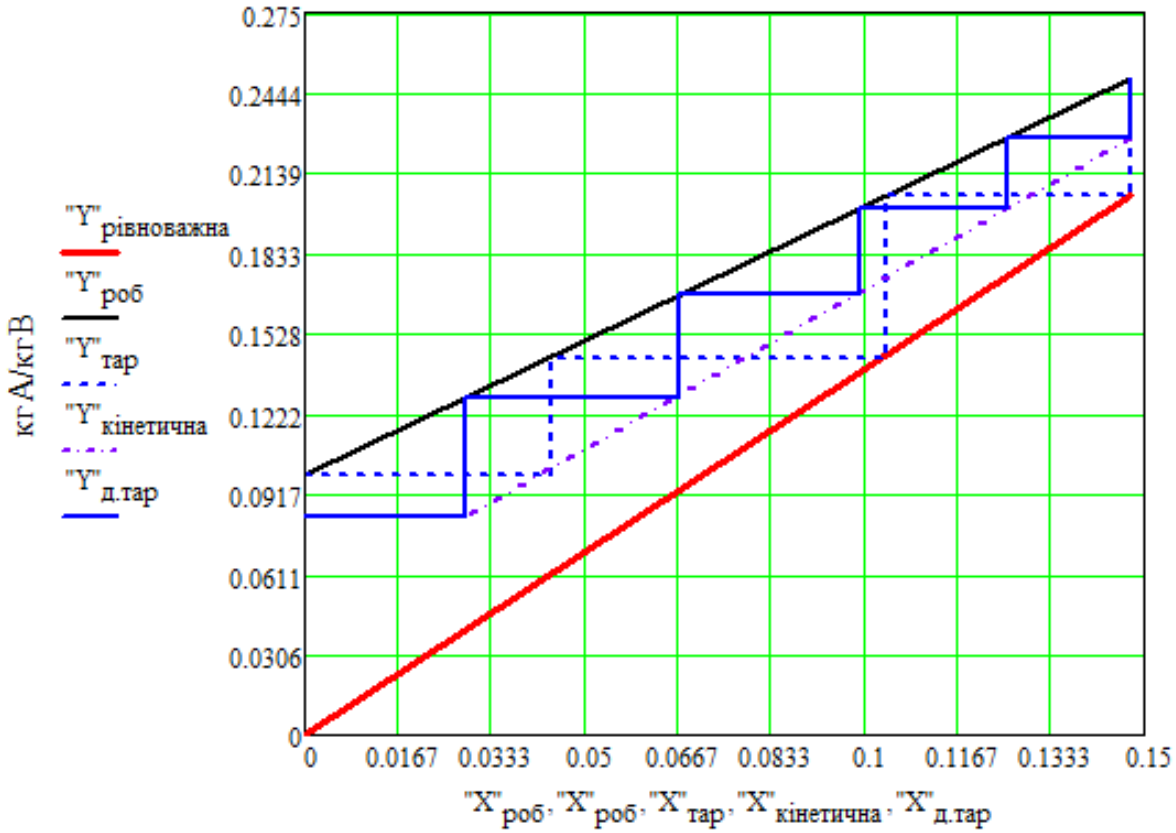
Графічна побудова:

$$"X"_{роб} := \begin{pmatrix} "X"_{п} \\ "X"_{к} \end{pmatrix} \qquad "Y"_{роб} := \begin{pmatrix} "Y"_{к} \\ "Y"_{п} \end{pmatrix}$$

$$"Y"_{рівноважна} := \begin{pmatrix} "Y"_{к.рівноважна} \\ "Y"_{п.рівноважна} \end{pmatrix}$$

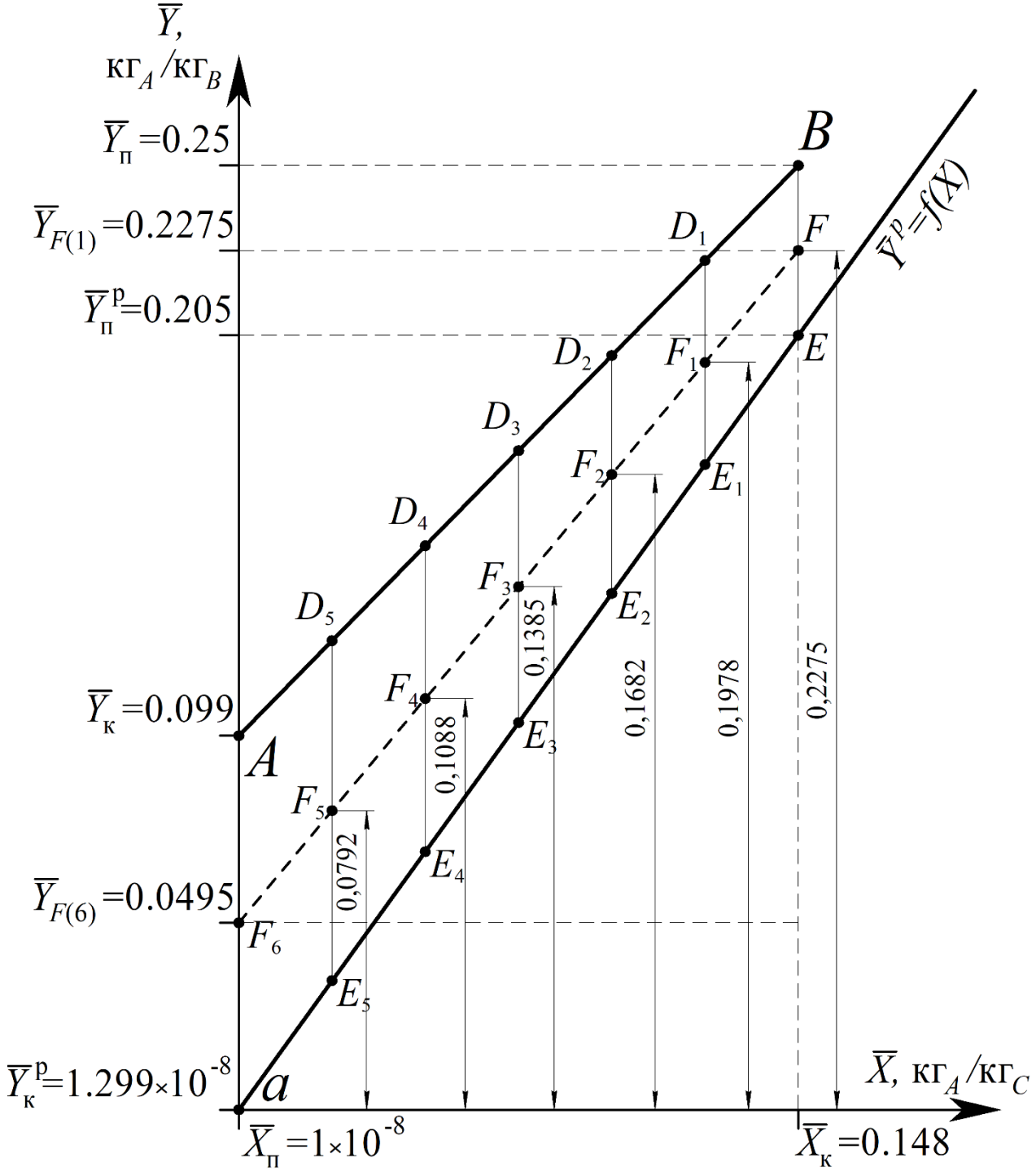
$$"Y"_{кінетична} := \begin{pmatrix} "Y"_{к.1.} \\ "Y"_{к.5.} \end{pmatrix} \qquad "X"_{кінетична} := \begin{pmatrix} "X"_{к.1.} \\ "X"_{к.5.} \end{pmatrix}$$

$$"X"_{д.тар} := \begin{pmatrix} "X"_{к.1.} \\ "X"_{к.1.} \\ "X"_{п.1.} \\ "X"_{к.2.} \\ "X"_{п.2.} \\ "X"_{к.3.} \\ "X"_{п.3.} \\ "X"_{к.4.} \\ "X"_{п.4.} \\ "X"_{\ .} \end{pmatrix} \qquad "Y"_{д.тар} := \begin{pmatrix} "Y"_{п.1.} \\ "Y"_{к.1.} \\ "Y"_{п.2.} \\ "Y"_{к.2.} \\ "Y"_{п.3.} \\ "Y"_{к.3.} \\ "Y"_{п.4.} \\ "Y"_{к.4.} \\ "Y"_{п.5.} \\ "Y"_{\ .5.} \\ \ .5. \end{pmatrix}$$

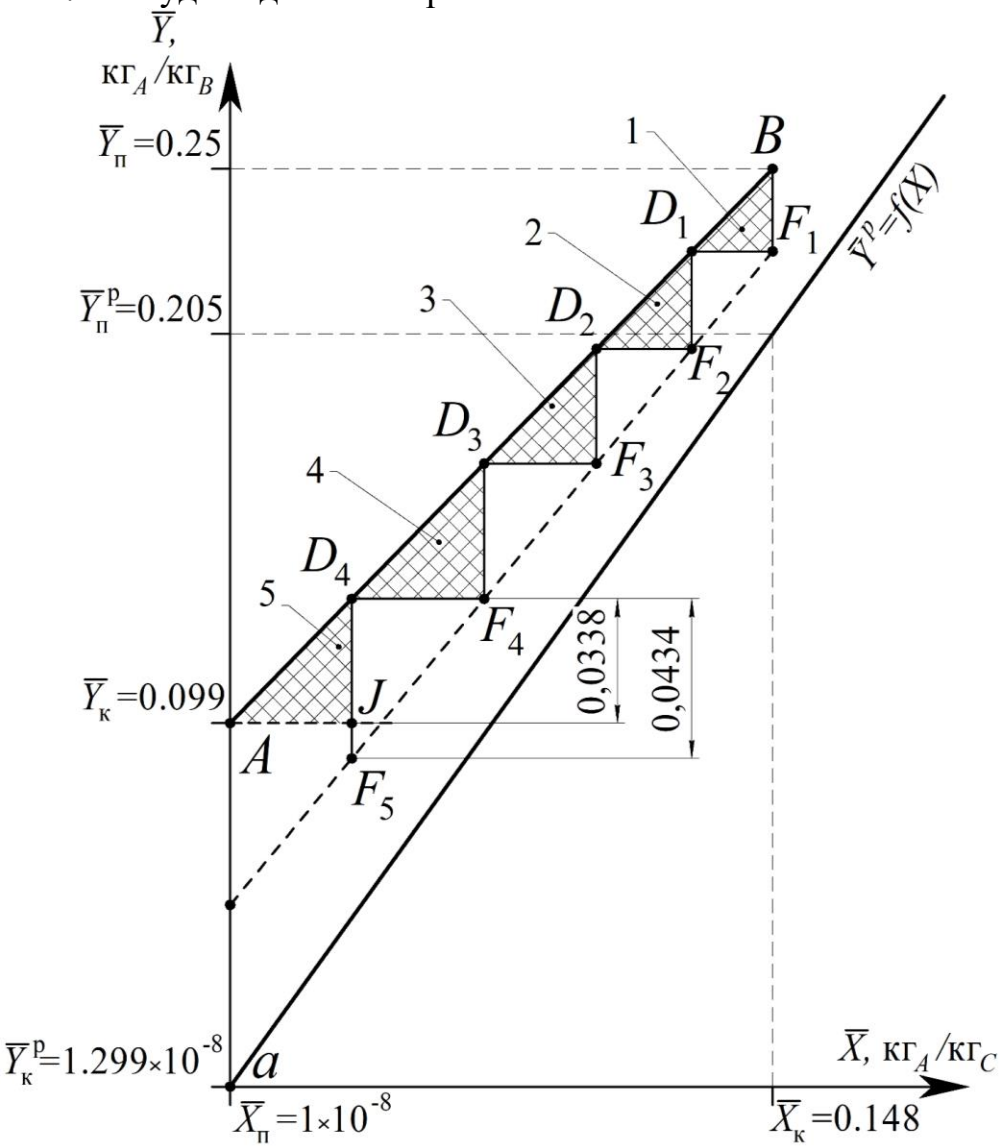


Визначення кількості дійсних тарілок графічним методом

1. Побудова кінетичної кривої.



2. Побудова дійсних тарілок.



Дійсна кількість цілих тарілок:

$N_{д.цілих} := 4$

Значення відрізків неповної тарілки (останньої):

D4J := 0.0338

D4F5 := 0.0434

Теоретична кількість тарілок за графічним методом визначення:

$$N_{д.граф} := N_{д.цілих} + \frac{D4J}{D4F5} = 4 + \frac{0.0338}{0.0434} = 4.779$$

8.5.8. Контрольні запитання

1. Що є рушійною силою процесу масопередачі?
2. Що називається ступенем зміни концентрації та який фізичний зміст терміну «теоретична тарілка» для масообмінних апаратів?

3. Як визначається значення середньої рушійної сили процесу масопередачі?

4. Як впливає перемішування на величину середньої рушійної сили при масопередачі?

5. Як впливає зміна температури та тиску на значення середньої рушійної сили процесів масопередачі?

6. Яким чином визначається поверхня контакту фаз у насадкових апаратах? Що впливає на її значення?

7. Яка методика графічного визначення числа теоретичних тарілок?

8. Яка методика аналітичного визначення числа теоретичних тарілок?

9. У чому полягає методика визначення числа дійсних тарілок?

10. У залежності від чого визначається мінімально допустима відстань між тарілками?

11. Як впливає значення середньої рушійної сили процесу масопередачі на значення числа теоретичних тарілок та висоту апарату?

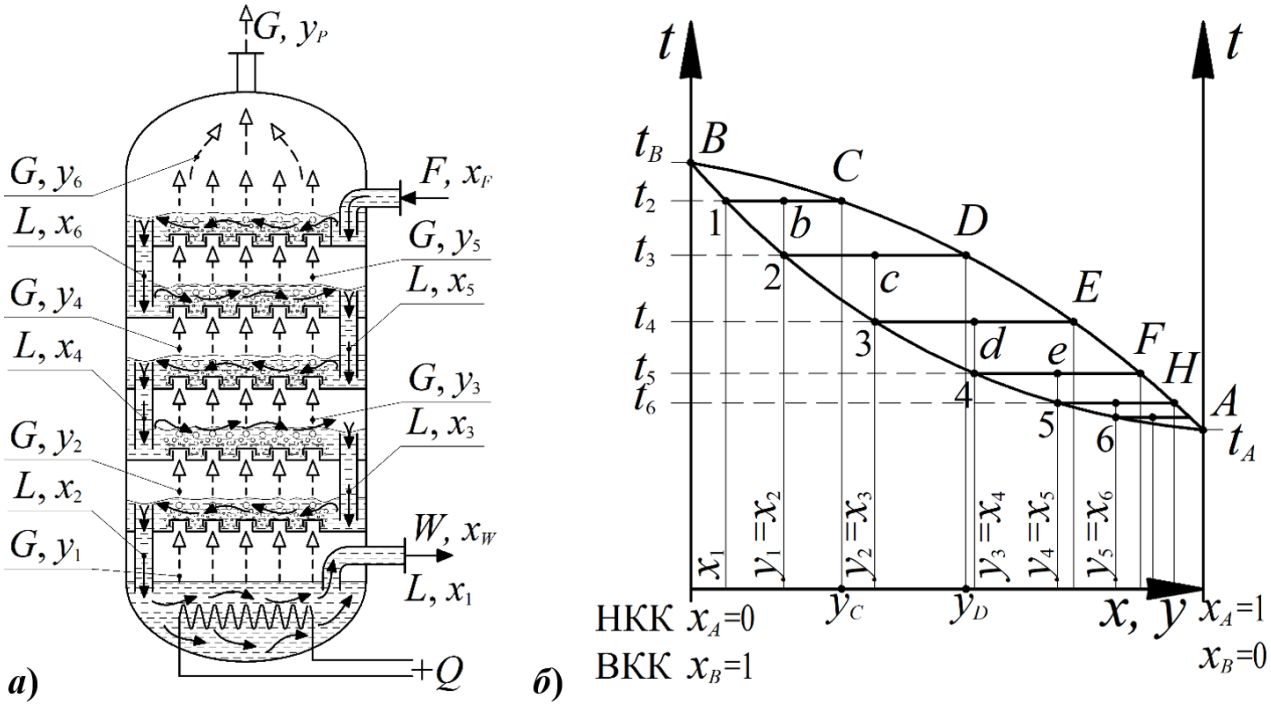
12. Яка конструкційна будова тарілчастої колони та принцип її роботи?

8.6. РЕКТИФІКАЦІЯ

8.6.1. Фізична модель ректифікації

Ректифікація – процес розділення однорідної суміші рідин на складові шляхом протитечійного двостороннього тепло- масообміну між нерівноважними потоками парової і рідкої суміші *AB*, де *A* – низькокиплячий компонент (НКК), *B* – висококиплячий компонент (ВКК). Температура кипіння НКК нижча за температуру кипіння ВКК ($t_{кип(A)} < t_{кип(B)}$).

Схема протитечійної взаємодії потоків пари та рідини на тарілках ректифікаційної колони показана на рисунку 8.39 *а*.



а) схема процесів конденсації-випарювання на тарілках ректифікаційної колони; *б*) хід процесів у тарілках на діаграмі *t–x,y*. Потоки: *L* – рідка фаза; $G_п$ – парова фаза; *W* –кубовий залишок; *Q* – теплоносій.

Рисунок 8.39. Ректифікація бінарної суміші

Якщо в кубову частину колони підвести тепло у кількості *Q*, то рідина з концентрацією x_1 закипить і виділить парову фазу в кількості G_1 складу y_1, збагачену низькокиплячим компонентом (НКК). Парова суміш надходить на контактний пристрій (тарілку) і барботує через шар рідини, що перебуває на

тарілці. У процесі взаємодії пари з рідиною відбувається часткова або повна конденсація пари, при цьому концентрація НКК у рідині підвищується до величини x_2 (при повній конденсації пари). Одночасно при конденсації пари виділяється теплота конденсації, під дією якої рідина на тарілці закипає й виділяє нову парову фазу G_2 складу y_2, збагачену НКК, при цьому рідина збіднюється НКК і одночасно збагачується висококиплячим компонентом (ВКК) та по переливному пристрою перетікає на нижню тарілку (L_1 складу x_1). Потік пари G_2 із концентрацією y_2 надходить на розміщену вище тарілку і процеси конденсації пари та кипіння рідини повторюються.

Після багаторазового повторення процесу по висоті колони із її верхньої тарілки виводиться пара G_P із концентрацією НКК, що дорівнює y_P. Пара надходить у холодильник-конденсатор, де конденсується, утворюючи дистилят P із концентрацією x_P. Одночасно, із нижньої частини колони відводиться кубовий залишок W, що являє собою практично чистий ВКК із концентрацією x_W ($x_W \to 0$).

Отже, контактні пристрої – тарілки ректифікаційної колони – можна розглядати як, свого роду, тепломасообмінні елементи конденсаторів-випарників, у яких одночасно протікають теплообмінні процеси (конденсації парової фази та випаровування рідини), і відбуваються масообмінні процеси між взаємодіючими паровою G і рідкою L фазами.

На рисунку 8.39 *б* показаний хід процесів фазового переходу (випаровування і конденсації) на тарілках ректифікаційної колони в координатах діаграми температура-концентрація (t–x, y) за певного тиску (P=const).

Нижня крива t_B–1–2–3–4–5–6–t_A, рисунок 8.39 *б*, відображає зміну температур кипіння бінарного розчину на тарілках залежно від концентрації розчину x.

Верхня крива *BCDEFHA* відображає температури конденсації та концентрацію компонентів у паровій фазі y, що має рівноважний склад із киплячою рідиною. Горизонтальні лінії – ізотерми між кривими (t_2, t_3, t_4…) –

відображають процеси фазового переходу, що протікають на тарілках залежно від температури t та концентрації НКК x_A та y_A у фазах L та G.

Розглянемо роботу однієї з тарілок ректифікаційної колони (наприклад, другої тарілки знизу). На цю тарілку знизу надходить парова фаза складу y_1 з температурою t_2 (т.2 на рисунку 8.39 *б*). При контакті пари з рідиною на тарілці відбувається її часткова (процес 2→*c*) або повна (процес 2→*D*) конденсація, при цьому, залежно від ступеню конденсації пари на тарілці утворюється конденсат складу $x_3 = y_2$ (при частковій конденсації) або y_D (при повній конденсації пари). Процес конденсації супроводжується виділенням тепла, тому рідина нагрівається та починається процес її випаровування. Відповідно до інтенсивності процесів тепломасообміну на тарілці змінюється (звичайно знижується знизу вверх) температура кипіння рідини. На реальній тарілці положення точки *c* визначає співвідношення між робочими концентраціями речовини у фазах, при цьому за правилом важеля відрізок 2→*c* визначає частку НКК, що перейшла у парову фазу, а відрізок 2→*D* визначає частку НКК, що залишилась у паровій фазі. Процеси конденсації та випаровування на тарілках, що знаходяться вище, відбуваються за подібною схемою.

Положення точок (*b, c, d* ...) на лініях кипіння–конденсації не є фіксованим і визначається швидкістю руху потоків (пари *G* і рідини *L*), швидкістю випаровування (конденсації), температурою і концентрацією компонентів у фазах, а також конструкцією тарілки.

На реальних тарілках практично ніколи не досягаються значення рівноважних концентрацій НКК у фазах. На теоретичній тарілці концентрація НКК у паровій фазі могла б досягти величини рівноважної концентрації, що визначається положенням кривої конденсації *BCDEFHA*.

Звичайно, описана схема роботи ректифікаційної колони є певною мірою умовною, тому що температури на сусідніх тарілках відрізняються незначною величиною, а частки випарюваної та конденсованої фаз на тарілках залежать як від властивостей компонентів суміші, масової витрати потоків і тиску в колоні, так і від конструкції та ефективності роботи контактних пристроїв.

Якщо знехтувати втратами теплоти, то можна вважати, що при конденсації n молей пари з концентрацією y_1 утворюється n молей пари – y_2 ($y_2 > y_1$). Можливо також вважати, що мольна кількість пари, яка піднімається в колоні, постійна G=const.

Згідно правилу Трутона, для всіх рідин:

$$\frac{r_{\text{суміші}}}{t_{\text{суміші}}} = \frac{r_1}{t_1} = \frac{r_2}{t_2} = ... = \frac{r_n}{t_n} = \text{const},$$

де r і t – відповідна мольна теплота випаровування (конденсації) і абсолютна температура кипіння.

Позначимо кількість вихідної суміші, яка надходить на ректифікацію – F [кмоль$_{AB}$], кількість утвореного дистиляту – P [кмоль$_{AB}$], кількість утвореного кубового залишку – W [кмоль$_{AB}$], відповідно x_F, x_P, x_W – вміст легколетючого компонента (НКК) у вихідній суміші, дистиляті та кубовому залишку – мольні частки [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$].

Тоді матеріальний баланс для всієї колони запишеться:

$$F = P + W \quad (8.32)$$

Для легколетючого (НКК) компонента

$$Fx_F = Px_P + Wx_W.$$

Розглядаючи ці два рівняння, одержимо:

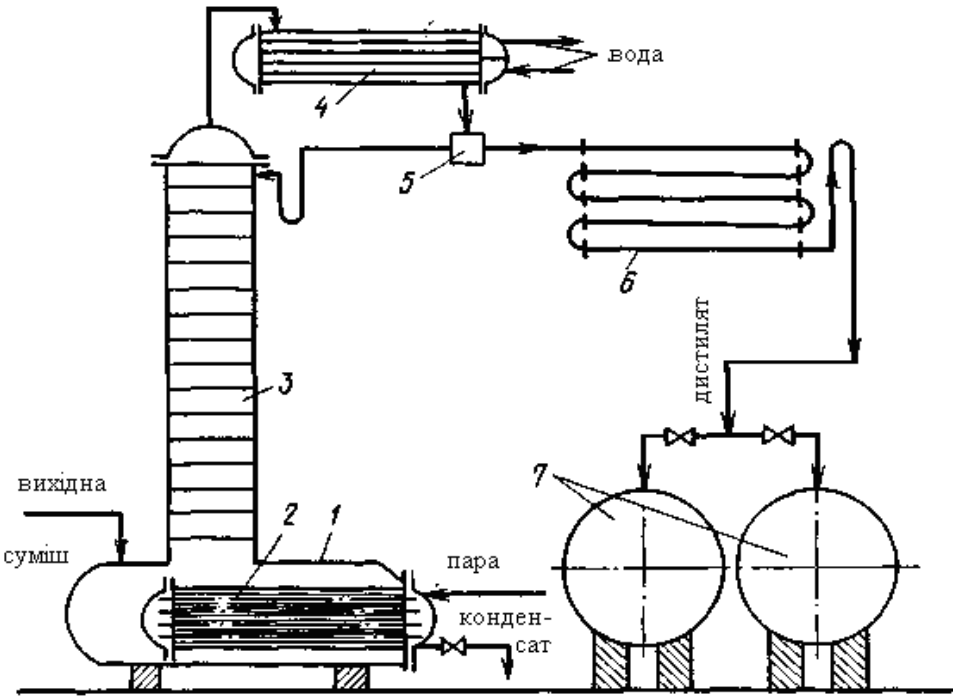
$$P = F\frac{x_F - x_W}{x_P - x_W}; \quad W = F\frac{x_P - x_F}{x_P - x_W}.$$

8.6.2. Періодична ректифікація

Найпростішу схему періодичної ректифікації наведено на рисунку 8.40.

Вихідну суміш періодично завантажують до куба-кип’ятильника 1, спорядженого підігрівачем 2, до якого подається насичена водяна пара. Вихідну суміш підігрівають до кипіння. Утворена парова фаза з кип’ятильника піднімається вверх по ректифікаційній колоні 3, у якій здійснюється протитечійна взаємодія цих парів із флегмою, що подається на зрошення

колони 3 із дефлегматора 4. Частина конденсату після розподільника 5 повертається в колону 3 у вигляді флегми, друга частина – дистилят Р – через холодильник 6 надходить до ємності 7 у вигляді окремих фракцій. Процес ректифікації закінчується після того, як буде досягнуто задану середню концентрацію дистиляту.



1 – куб-кип'ятильник, 2 – підігрівач, 3 ректифікаційна колона, 4 – дефлегматор, 5 розподільник флегми, 6 – холодильник, 7 – ємності.

Рисунок 8.40. Схема установки для проведення періодичної ректифікації.

Згідно зі схемою, наведеною на рисунку 8.40, у колону надходить F [кмоль$_{AB}$] вихідної суміші, що містить y_F [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] леткого компонента.

Зверху з колони відводиться G [кмоль$_{AB}$] парів, які після конденсації утворюють флегму (Ф) і конденсат (P). Кількість дистиляту P [кмоль$_{AB}$] має концентрацію x_P [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]. Флегма у кількості Ф [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] із концентрацією, що відповідає концентрації дистиляту ($x_Ф$=x_P [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]) повертається до колони (у її верхню частину). Знизу із колони відводиться кубовий залишок у кількості W [кмоль$_{AB}$] із концентрацією x_W [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$].

Рівняння матеріального балансу за потоками [кмоль$_{AB}$]:

$$F + Ф = G + W$$

Оскільки $G = P + \Phi$, тоді:

$$F = P + W$$

Рівняння матеріального балансу для низькокиплячого компоненту [кмоль$_A$]:

$$Fx_F = Px_P + Wx_W$$

Якщо співвідношення рідкого потоку Ф флегми і дистиляту P виразити як флегмове число:

$$R = \frac{\Phi}{P}$$

тобто, кількість рідини, яка стікає вниз по колоні [кмоль$_{AB}$]:

$$\Phi = R\,P,$$

тоді кількість парів, які підіймаються вверх по колоні [кмоль$_{AB}$]:

$$G = P + \Phi = P + R\,P = P(\mathrm{R}+1).$$

Для частини колони, обмеженої верхнім та довільним перерізом, матеріальний баланс за летким компонентом (НКК) [кмоль$_A$]:

$$PRx_P + P(R+1)y = PRx + P(R+1)\,y_P.$$

Враховуючи, що $y_P = x_P$, отримаємо [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_P}{R+1}. \qquad (8.33)$$

Це рівняння – рівняння робочої лінії процесу ректифікаційної колони періодичної дії. На діаграмі y–x, рисунок 8.41, це пряма лінія, яка відтинає на осі ординат відрізок, що дорівнює $B = x_P/(R+1)$, а її кут нахилу до осі абсцис – α, тангенс якого дорівнює $\mathrm{tg}\alpha = R/(R+1)$.

Для побудови робочої на діаграмі y–x на осі абсцис відкладають концентрації рідин x_F, x_P та x_W – мольні частки вихідної суміші, дистиляту та кубового залишку відповідно. Враховуючи припущення, що $x_P = y_P$, із точки x_P проводиться перпендикуляр до перетину із діагоналлю діаграми у т. A. Потім на осі ординат відкладається відрізок $B = x_P/(R+1)$, точка D, після чого т. D з'єднується прямою із т. A. Із точки x_W проводиться перпендикуляр до перетину

із лінією *AD* у т. *E*. Відрізок *AE*, розташований між абсцисами x_P та x_W, є робочою лінією процесу.

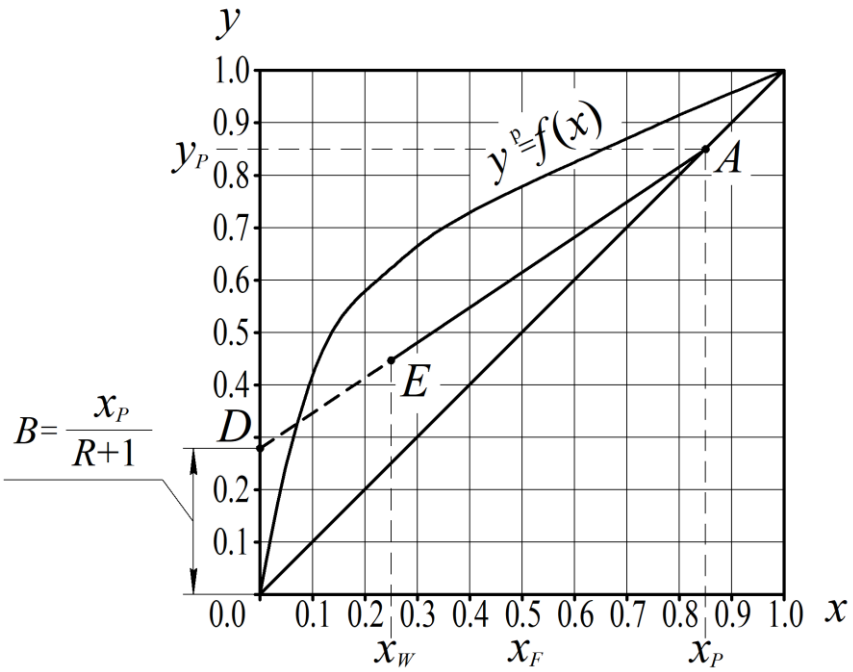


Рисунок 8.41. Побудова робочої лінії процесу періодичної ректифікації

Процес періодичної ректифікації проводять двома способами:

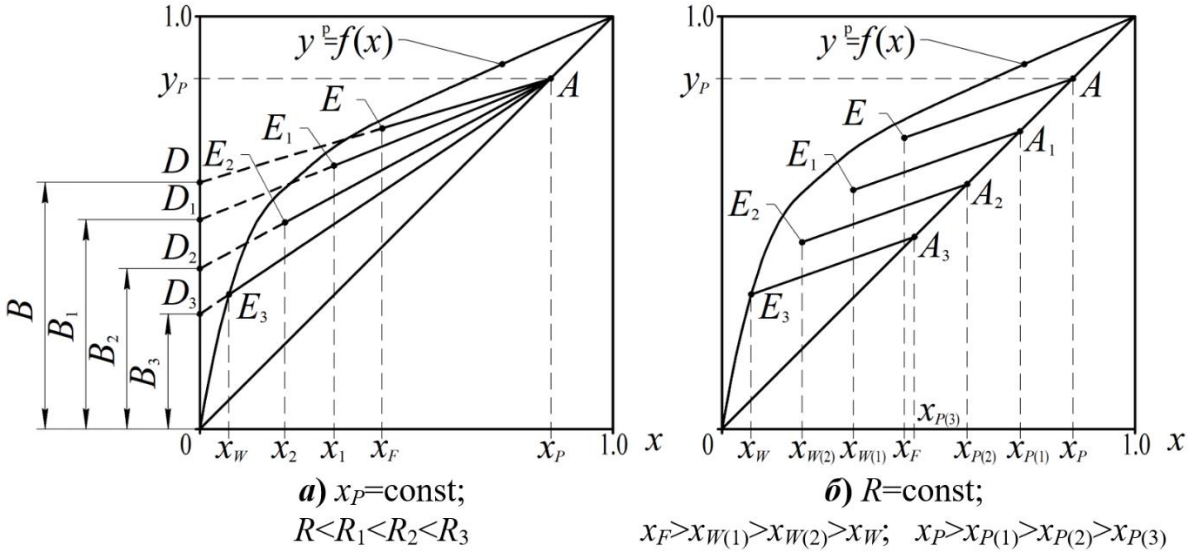
1) при постійній концентрації дистиляту (x_P = const);
2) при постійному флегмовому числі (R= const).

При x_P = const для збереження постійної концентрації дистиляту необхідно поступово збільшувати флегмове число *R*.

Збільшення флегмового числа відповідає збільшенню кута нахилу робочої лінії, яка послідовно займає положення *AE*, AE_1, AE_2, AE_3, рисунок 8.42 *а*, тому що зі збільшенням *R* ($R<R_1<R_2<R_3$) відрізок $B=x_P/(R+1)$, що відтинає робочу лінію на осі ординат при x_P = const зменшується ($B>B_1>B_2>B_3$).

При *R*=const концентрація низькокиплячого компонента в кубі поступово зменшується від x_F до x_W, рисунок 8.42 *б*.

У результаті робоча лінія переміщається паралельно своєму початковому положенню (*AE*). Але при всіх положеннях робочої лінії число одиниць переносу залишається незмінним. У зв'язку з цим, відповідно змінюється концентрація дистиляту ($x_P>x_{P(1)}>x_{P(2)}>x_{P(3)}$).



а) x_P=const; $R<R_1<R_2<R_3$

б) R=const; $x_F>x_{W(1)}>x_{W(2)}>x_W$; $x_P>x_{P(1)}>x_{P(2)}>x_{P(3)}$

Рисунок 8.42. Зображення робочих ліній процесу періодичної ректифікації

У випадку R=const концентрація дистиляту в будь-який момент часу може бути визначена з рівняння робочої лінії:

$$x_{P(x)} = y\,(R+1) - Rx.$$

Середня концентрація отриманого дистиляту з урахуванням складу рідини в кубі (x_W) і дистиляту x_P:

$$x_{P(x)} = \frac{1}{x_P - x_W}\int_{x_W}^{x_F} f(x)dx\,,$$

Кількість отриманого дистиляту відповідно до матеріального балансу:

$$P = F - W,$$

де кількість кубового залишку W розраховується за виразом:

$$\ln\frac{F}{W} = \int_{x_W}^{x_F}\frac{dx}{x_P - x}$$

Зв’язок між x_P та x утворюється наступним чином.

На діаграму рівноваги y–x наносять множину ліній із однаковим кутом нахилу $R/(R+1)$, що відповідає постійному значенню флегмового числа (R=const), рисунок 8.43.

Починаючи з точок перетину із діагоналлю діаграми традиційним методом визначають кількість теоретичних ступенів, що відповідає кількості теоретичних тарілок у колоні. Точка перетину робочої лінії з діагоналлю визначає

концентрацію дистиляту у відповідний момент часу, а найнижчий ступінь – склад рідини в кубі.

Визначивши декілька суміжних пар x–x_P, x_1–$x_{P(1)}$, x_2–$x_{P(2)}$ і т.д. для різних робочих ліній будують криву, рисунок 8.44, за якою визначають концентрації дистиляту $x_{P(x)}$, які відповідають повним концентраціям x у кубовій рідині в будь-який момент часу перегонки.

Для практичних розрахунків доцільно побудувати функціональну залежність $(F\text{-}W)/F=f(x)$, як показано на рисунку 8.45. Користуючись цією залежністю, можна знайти концентрацію Н.К.К. у кубовій рідині x_W за будь-якої кількості відігнаного дистиляту P.

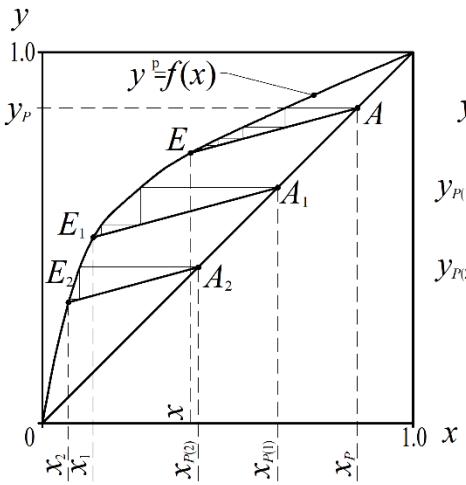


Рисунок 8.43. До визначення функції $y_P=f(x)$

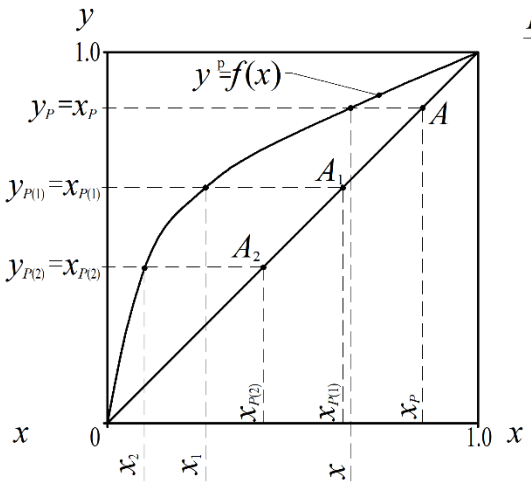


Рисунок 8.44. Залежність концентрації дистиляту від концентрації кубової рідини

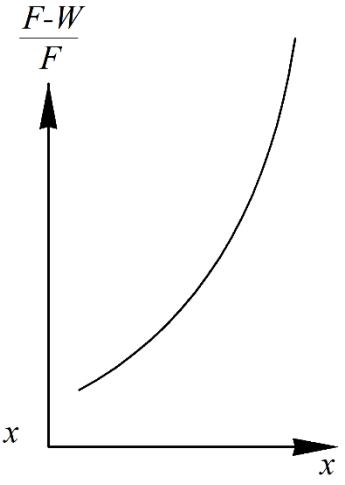
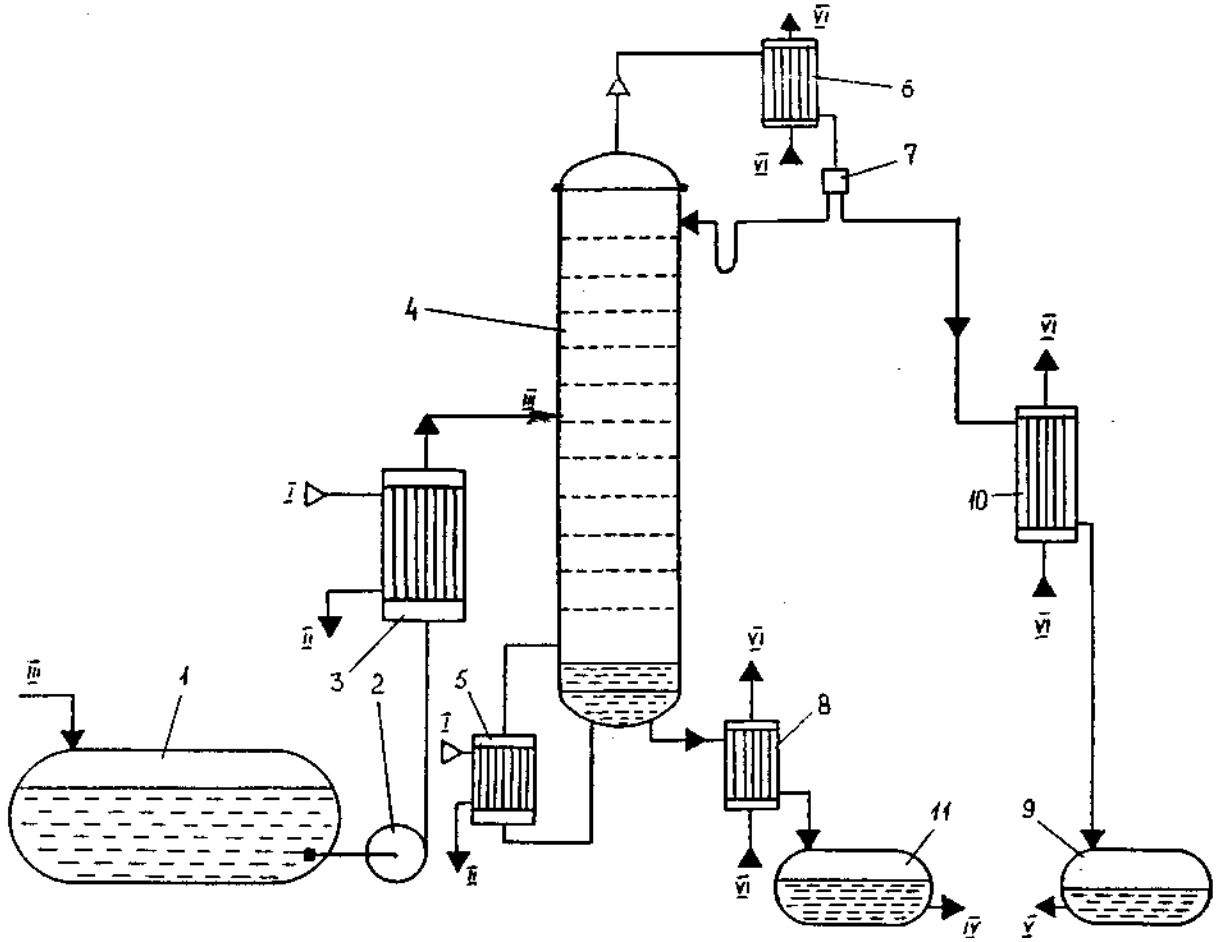


Рисунок 8.45. Залежність складу кубової рідини від кількості відігнаного дистиляту

8.6.3. Безперервна ректифікація

Установка безперервної ректифікації має додатково, в порівнянні з попередньою схемою, нагрівач вихідної суміші, в якому вона підігрівається до температури кипіння. Вихідна суміш подається в середню частину колони на тарілку живлення, де змішується зі стікаючою зверху флегмою. Тобто колона складається з двох частин: верхньої і нижньої.

На рисунку 8.46 показано схему ректифікаційної установки безперервної дії для розділення бінарної суміші.



1 – ємність вихідної суміші; 2 – насос; 3 – підігрівач; 4 – колона; 5 – кип’ятильник; 6 – дефлегматор; 7 – подільник конденсату; 8, 10 – холодильник; 9 – збірник дистиляту; 11 – збірник кубового залишку; I – нагрівальна пара; II – конденсат нагрівальної пари; III – вихідна суміш; IV – кубовий залишок; V – дистилят; VI – охолоджувальна вода

Рисунок 8.46. Схема ректифікаційної установки безперервної дії для розділення бінарних сумішей

Вихідна суміш з ємності 1 подається насосом 2 у підігрівач 3, після якого вона потрапляє на живильну тарілку колони 4. Живильна тарілка поділяє колону на дві частини – верхню (укріплювальну) і нижню (вичерпну). В укріплювальній частині висхідні пари збагачуються низькокиплячим компонентом, а у вичерпній він виділяється з рідини, що кипить (тобто по всій висоті колони пара

збагачується НКК). Потік пари підтримується випаровуванням частини кубової рідини в кип'ятильнику 5, а потік низхідної рідини – поверненням частини конденсату, одержаного в дефлегматорі 6, у вигляді флегми. Конденсат після подільника конденсату 7 надходить у холодильник 10, а після нього – у збірник дистиляту (готового продукту) 9. Частина кубової рідини у вигляді кубового залишку безперервно через холодильник 8 відводиться у збірник кубового залишку 11.

У нижній частині відбувається майже повне видалення Н.К. Ця частина колони отримала назву вичерпної. Верхня частина колони називається зміцнюючою.

Куб колони може бути виносним або розміщатися під колоною. Пара, яка утворилась в кип'ятильнику, рухаючись вверх, збагачується Н.К. компонентом.

Тобто в ідеалі, чим більша концентрація В.К. в кубі колони, тим більша концентрація Н.К. в дистиляті.

У верхній частині колони пара взаємодіє зі флегмою, що стікає. Флегма містить майже чистий Н.К. ($x_{Ф} \rightarrow x_{Ф(max)}=1$), таким чином верхня частина збагачує пару летким компонентом, зміцнює її.

У нижній частині колони відбувається взаємодія пари з рідиною, яка складається із вихідної суміші та флегми, яка стікає зверху. Леткий компонент безперервно видаляється з рідини, доки не буде повністю вичерпаним. У кубі збирається рідина, яка в містить майже чистий В.К.К. ($x_W \rightarrow 0$).

Із колони безперервної дії постійно відводяться дистилят і кубовий залишок. Живлення вихідною сумішшю здійснюється безперервно. Коливання щільності і складу дистиляту в цьому випадку можуть бути мінімальними.

Робоча лінія процесу ректифікації.

Для визначення числа ступенів концентрації (числа теоретичних тарілок) необхідно побудувати робочу лінію на основі рівняння матеріального балансу.

Для побудови робочої лінії приймаємо такі припущення:

– молярні витрати парової фази по всій висоті колони є постійними G=const; мольна теплота випаровування компонентів однакова;

– склад пари, яка відводиться із верхньої тарілки до дефлегматора, дорівнює складу утвореного дистиляту $y_P=x_P$;

– склад пари, яка утворюється в кубі колони, дорівнює складу рідини, яка стікає в куб із нижньої тарілки колони, $y_W=x_W$;

– вихідна суміш надходить в колону нагрітою до температури кипіння.

Позначимо кількість кіломолей дистиляту, вихідної суміші та кубового залишку через P, F та W. Концентрацію НКК в рідині через x_P, x_F, x_W [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$], рисунок 8.47.

Кількість кіломолей, що повертається на зрошення колони у якості флегми, позначимо Ф, а кількість дистиляту – P.

Розрахунок проводимо на 1 кмоль дистиляту P=1 тоді Ф=RP=R

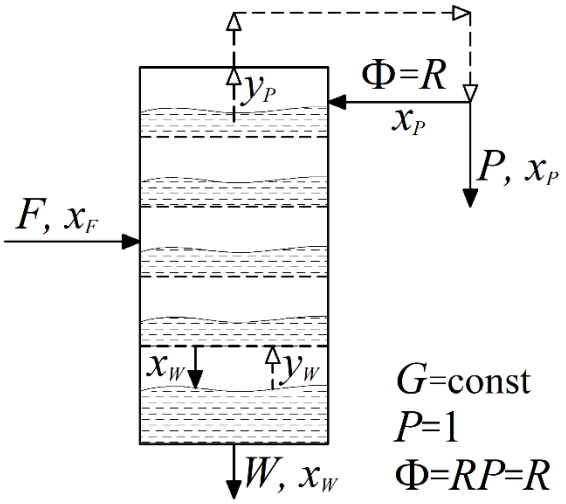


Рисунок 8.47. До визначення флегмового числа

Робоча лінія для верхньої частини ректифікаційної колони.

Рівняння матеріального балансу за летким компонентом:

$$Gdy = -Ldx.$$

Проводимо інтегрування рівняння від верхньої тарілки до будь-якого перетину в межах верхньої частини з концентраціями x і y, рисунок 8.48.

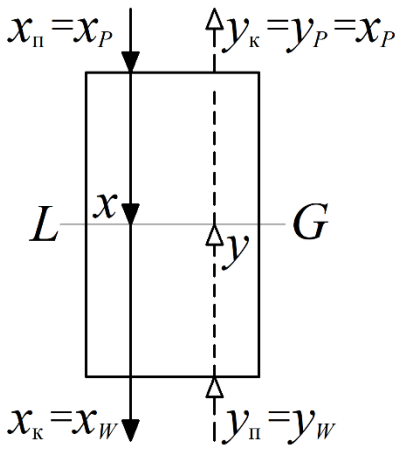


Рисунок 8.48. До виведення робочих ліній процесу

$$G\int_{y}^{y_к} dy = -L\int_{x_п}^{x} dx$$

$$G\int_{y}^{y_к} dy = L\int_{x}^{x_п} dx$$

$$G(y_к - y) = L(x_п - x)$$

$$(y_к - y) = \frac{L}{G}(x_п - x)$$

$$y = \frac{L}{G}x + (y_к - \frac{L}{G}x_п), \qquad (8.34)$$

Враховуючи, що для верхньої тарілки $\boldsymbol{x_п = x_P}$ та $\boldsymbol{y_к = x_P}$ [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$] – рівняння (8.34) запишемо:

$$y = \frac{L}{G}x + \left(\frac{G-L}{G}\right)x_P, \quad (8.35)$$

Кількість рідини, яка подається на зрошення у верхню частину колони [кмоль$_{AB}$]:

$$L = Ф = RP = R,$$

$$P = 1$$

Кількість парової фази [кмоль$_{AB}$]:

$$G = P + Ф = P + RP = R + 1$$

Після підстановки L і G до рівняння (8.35) одержимо [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \left(\frac{R+1-R}{R+1}\right)x_P$$

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_P}{R+1}$$

Це рівняння прямої $y=Ax+B$ із тангенсом кута нахилу $\mathrm{tg}\alpha=R/(R+1)$, яка відтинає на осі ординат відрізок $B=x_P/(R+1)$, рисунок 8.49.

Для побудови робочої лінії для верхньої частини колони на діаграмі $y–x$ відкладаємо на осі абсцис заданий склад дистиляту x_P та проводимо перпендикуляр у цій точці до перетину із діагоналлю діаграми – точка A.

Для верхньої тарілки $x= x_P$, тоді з рівняння робочої лінії (8.33) знаходимо:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{x_P}{R+1} = \frac{R}{R+1}x_P + \frac{x_P}{R+1} = x_P,$$

Ця точка лежить на діагоналі діаграми.

Для побудови другої точки відкладаємо на осі ординат відрізок $B=x_P/(R+1)$ та знаходимо точку D. Через точки A і D проводимо лінію, на якій розміщається робоча лінія для верхньої частини ректифікаційної колони.

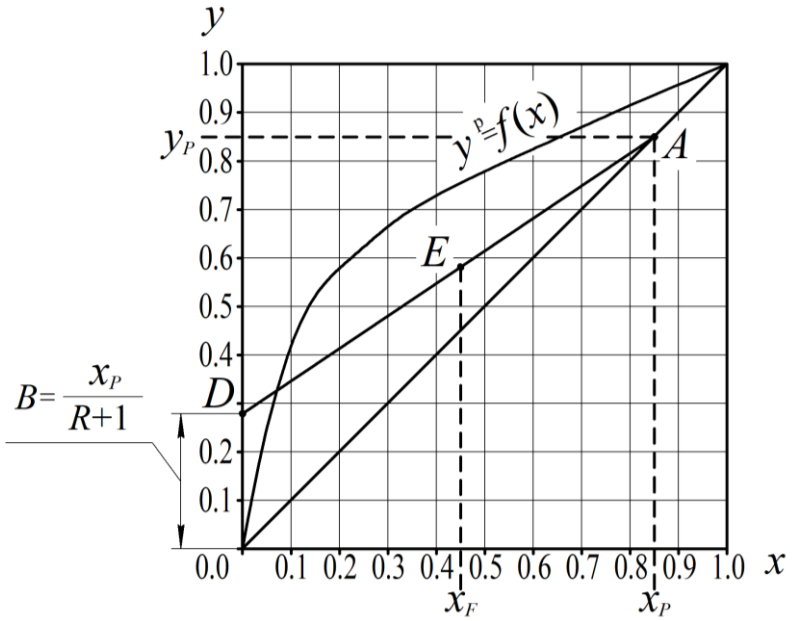


Рисунок 8.49. До виведення робочої лінії для верхньої частини колони

Точка перетину перпендикуляра, проведеного з т. x_F до осі абсцис із лінією AD – т. E. Відрізок AE – робоча лінія для верхньої частини колони.

Робоча лінія нижньої частини колони.

Рівняння матеріального балансу для нижньої частини в диференціальній формі:

$$Gdy = -Ldx.$$

Проведемо інтегрування в межах нижньої частини колони з концентраціями $x_к = x_W$, $y_п = y_W$ до будь-якого перетину в нижній частині з концентраціями x, y, рисунок 8.48.

$$\int_{y_п}^{y} Gdy = -L\int_{x}^{x_к} dx$$

Звідки, з урахуванням, що $x_к = x_W$ та $y_п = y_W$, при чому $x_W = y_W$:

$$y = \frac{L}{G}x + \left(\frac{L}{G} - 1\right)x_W, \qquad (8.36)$$

Загальна кількість рідини, яка надходить на зрошення нижньої частини колони при $P = 1$ [кмоль$_{AB}$]:

$$L = \Phi + F = RP + F = R + F,$$

Кількість пари, яка проходить через нижню частину колони [кмоль$_{AB}$]:

$$G = \Phi + P = PR + P = P\,(R+1) = R + 1$$

Після підстановки L і G в рівняння (8.36) отримаємо остаточне рівняння робочої лінії для нижньої частини ректифікаційної колони [кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$]:

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \left(\frac{R+F-R-1}{R+1}\right)x_W$$

$$y = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_W, \quad (8.37)$$

Для побудови робочої лінії для нижньої частини ректифікаційної колони необхідно спочатку побудувати робочу лінію для верхньої частини, після чого нанести склад кубового залишку x_W та вихідної суміші x_F, рисунок 8.50.

Підставивши до рівняння робочої лінії (8.37) $x = x_W$, знаходимо ординату:

$$y = y_W = \frac{R+F}{R+1}x_W - \frac{F-1}{R+1}x_W = x_W$$

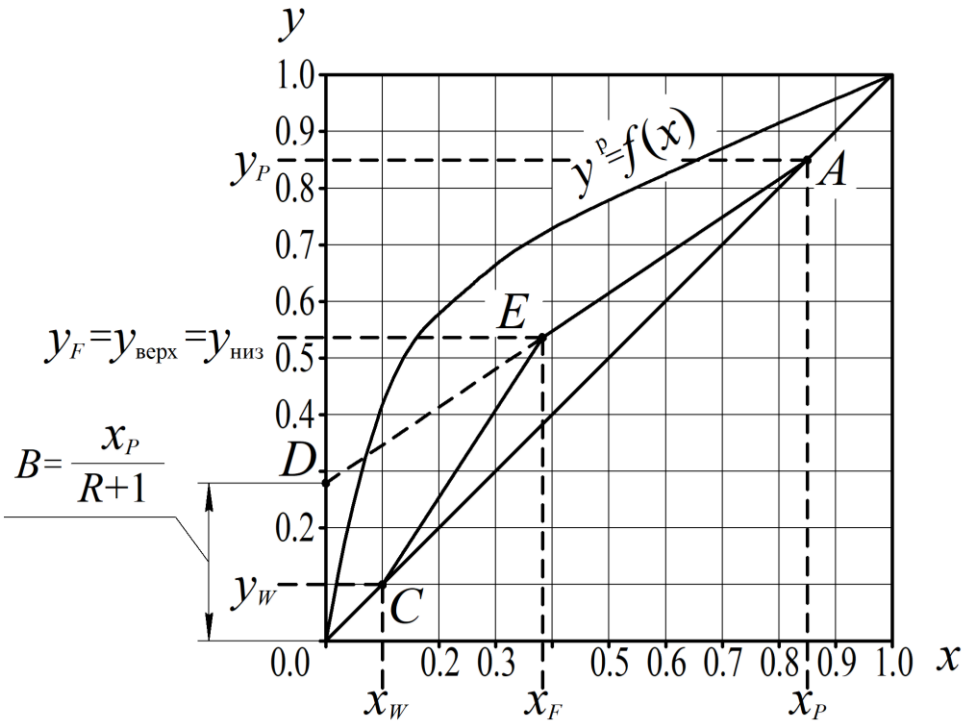


Рисунок 8.50. До побудови робочої лінії для нижньої частини ректифікаційної колони

Отже, точка *C* повинна лежати на діагоналі діаграми (лінії рівних концентрацій). У точці x_W встановлюємо перпендикуляр до перетину з діагоналлю діаграми. Друга точка, яка визначає робочу лінію нижньої частини колони (т. *E*), відноситься до самої верхньої тарілки, на яку подається вихідна суміш *F*. Ця ж тарілка (т. *E*) є нижньою для верхньої частини колони. Таким чином, тарілка подачі суміші є спільною для нижньої і верхньої частин колони, тому склад пари на цій тарілці для обох частин буде однаковий $y_{верх} = y_{низ} = y_F$, тобто робочі лінії верху та низу колони перетнуться у точці *E* із відомою ординатою.

Прирівнявши ординати рівнянь робочих ліній для нижньої і верхньої частин ректифікаційних колон, знайдемо абсцису точки:

$$\frac{R}{R+1}x + \frac{x_P}{R+1} = \frac{R+F}{R+1}x - \frac{F-1}{R+1}x_W,$$

звідки:

$$x = \frac{x_P + Fx_W - x_W}{F} \qquad (8.38)$$

Із рівняння матеріального балансу

$$F = W + P = W + 1,$$

та рівняння матеріального балансу за низькокиплячим компонентом (НКК):

$$Fx_F = Wx_W + Px_P = Wx_W + x_P$$

Визначимо x_P, якщо $W=F-P=F-1$

$$x_P = Fx_F - (F-1)x_W$$

Підставляючи до рівняння (8.38), одержимо

$$x = \frac{Fx_F - Fx_W + x_W + Fx_W - x_W}{F} = x_F\,,$$

Робочі лінії перетнуться у точці, яка розташована на перпендикулярі, проведеному з точки x_F із робочою лінією у верхній частині колони в т. *E*.

Через точки *C* і *E* проводимо робочу лінію для нижньої частини ректифікаційної колони. Робочі лінії для всієї колони виражаються лінією *AEC*, після побудови якої будуємо теоретичні тарілки, розташовані між робочою лінією *AEC* та кривою рівноваги $y^p=f(x)$, рисунок 8.51.

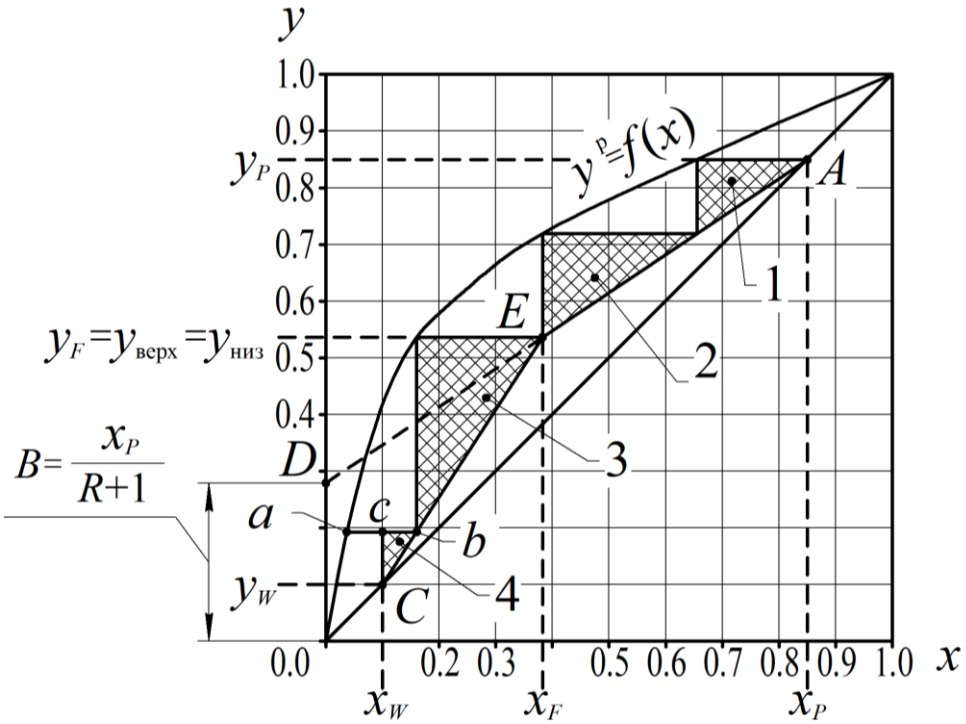


Рисунок 8.51. До визначення теоретичних тарілок для верхньої та нижньої частини ректифікаційної колони

У наведеному прикладі число теоретичних тарілок для верхньої частини колони $N_в = 2$. Для нижньої – $N_н = 1$ (цілих), а також $cb/ab = 0.5$ (дробова частина), тобто, для даного випадку кількість тарілок для нижньої частини колони $N_н$=1+0.5=1.5 тарілок. Загальне число теоретичних тарілок:

$$N = N_в + N_н = 2 + 1{,}5 = 3{,}5$$

Цей метод визначення теоретичних тарілок називається методом МакКеба і Тіля.

8.6.4. Аналіз роботи ректифікаційної колони

Визначення мінімального флегмового числа.

Схему до визначення впливу флегмового числа на положення робочих ліній процесу наведено на рисунку 8.52.

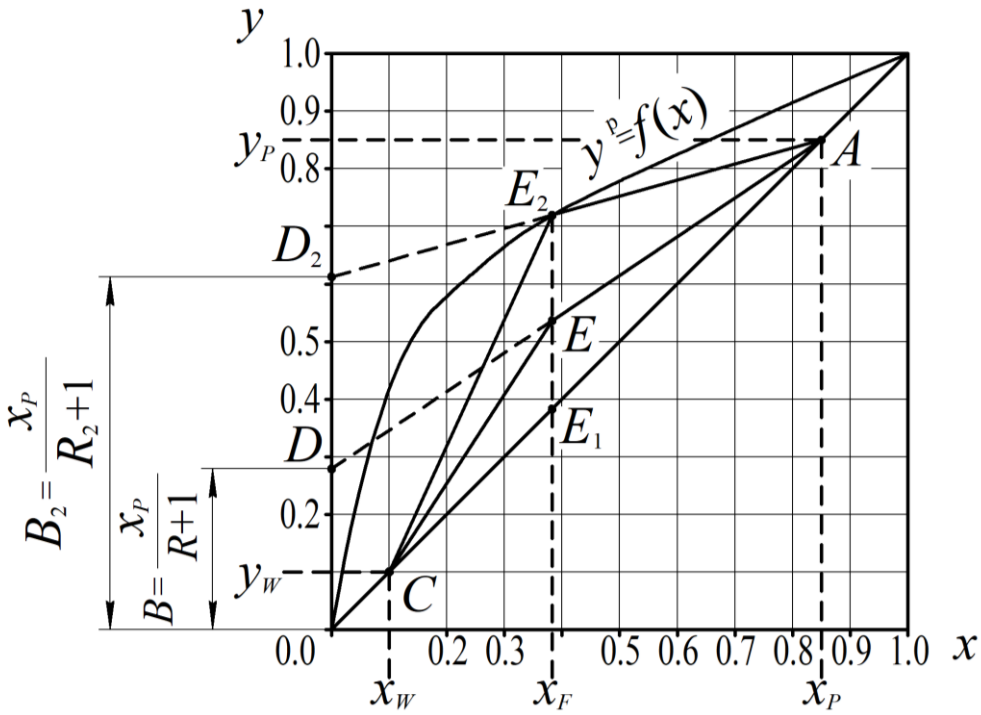
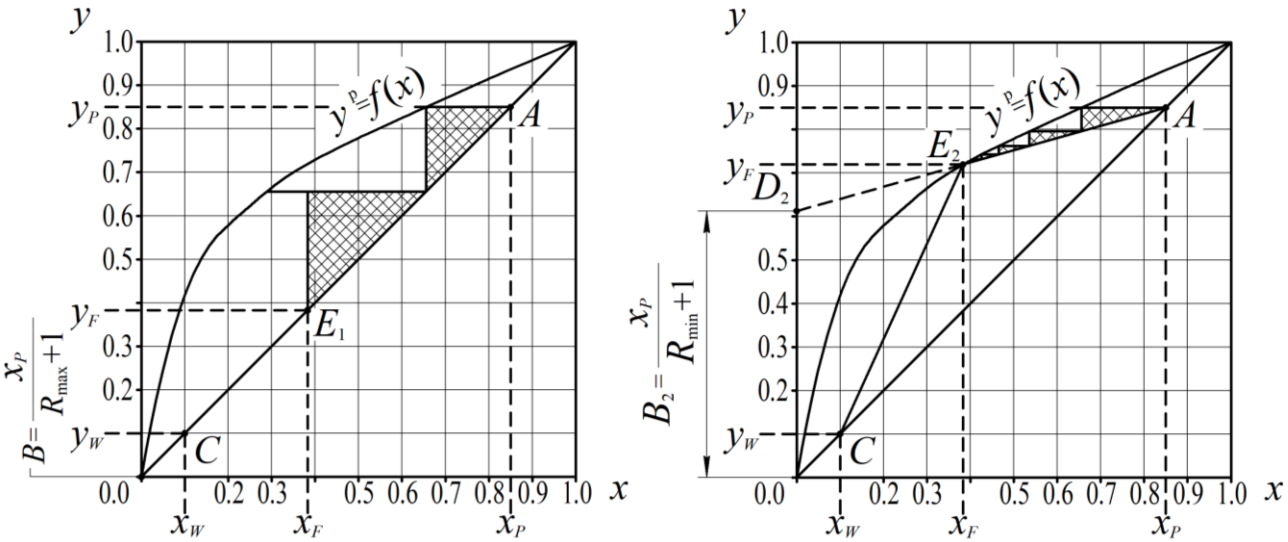


Рисунок 8.52. Схема до визначення впливу флегмового числа на положення робочих ліній процесу

Як видно із графіка на діаграмі *x–y*, рисунок 8.52, число теоретичних тарілок суттєво залежить від положення т. *E*, яке визначається флегмовим числом *R*. Розглянемо крайні положення точки *E* для випадків E_1 та E_2.

Коли точка E прямує до точки E_1, яка лежить на діагоналі діаграми (лінії рівних концентрацій), тоді $B=x_P/(R_{max}+1)$, тобто $R_1=R_{max}\to\infty$ і загальна кількість теоретичних тарілок буде мінімальною $N_т\to N_{min}$, рисунок 5.53 *а*.

У випадку, коли точка E прямує до точки E_2 витрати флегми мінімальні, тобто $R_2=R_{min}$, однак при цьому кількість теоретичних тарілок буде максимальною $N_т=N_{max}\to\infty$, рисунок 5.53 *б*. Вище лінії рівноваги робоча лінія не може проходити, тому що концентрація низькокиплячого компонента (НКК) у парі не може бути більшою від рівноважної.



а) $R_1=R_{max}\to\infty$; $N_т\to N_{min}$ ***б***) $R_2=R_{min}$; $N_т=N_{max}\to\infty$

Рисунок 8.53. Визначення числа теоретичних тарілок при R_{min} та R_{max}

Із рисунку 8.54 знаходимо мінімальне флегмове число tgα=AF/E_2F. Із рівняння робочої лінії для верхньої частини ректифікаційної колони (8.33) tgα=$R/(R+1)$, тобто $R/(R+1)=AF/E_2F$, визначимо відповідно відрізок AF і E_2F через концентрації:

$$AF = y_P - y_F^p; \quad y_P = x_P \Rightarrow AF = x_P - y_F^p;$$
$$E_2F = x_P - x_F$$

звідки:

$$R_{min} = \frac{y_P - y_F^p}{y_F^p - x_F} = \frac{x_P - y_F^p}{y_F^p - x_F}$$

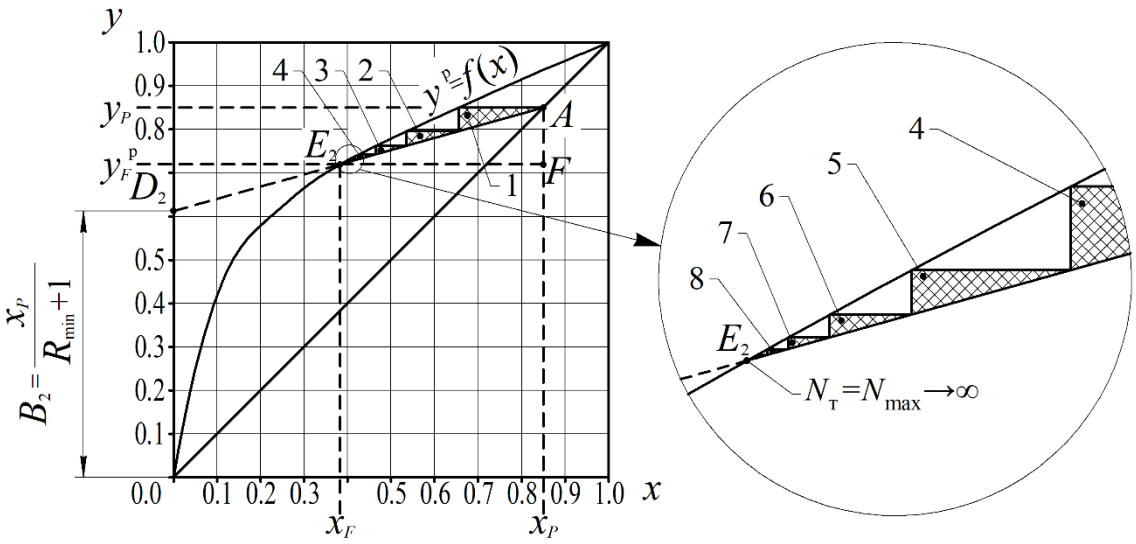


Рисунок 8.54. До визначення оптимального флегмового числа

Але при мінімальному флегмовому числі працювати неможливо, тому що максимально збільшується число теоретичних тарілок. Для практичної реалізації процесу, дійсне флегмове число є більшим від R_{min}.

Визначення дійсного флегмового числа.

Дійсне флегмове число залежить від різних факторів, які вливають на експлуатаційні та реальні витрати. Зі збільшенням кількості флегми збільшується об’єм пари, тобто збільшується винос рідини і знижується продуктивність.

Розрахунок оптимального флегмового числа достатньо складний. Приблизно приймають, що дійсне флегмове число становить:

$$R_д = (1,04 \div 1,5) R_{min},$$

можна записати:

$$R_д = \alpha R_{min},$$

де α – коефіцієнт надлишку флегми.

У першому наближенні оптимальне флегмове число можна визначити за виразом:

$$R_{опт} = 1.3 R_{min} + 0.3.$$

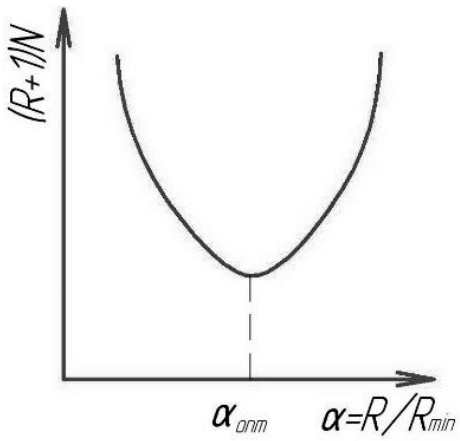


Рисунок 8.55. До визначення оптимального флегмового числа

Оптимальне флегмове число можна знайти виходячи з мінімального об'єму колони, який пропорційний виразу $(R+1)N_т$. Для цього графічно знаходять число теоретичних тарілок при різних значеннях флегмового числа. Потім графічно будується залежність $(R+1)N_т=f(R/R_{min})$, мінімальний екстремум якої визначає величину оптимального коефіцієнту надлишку флегми $\alpha_{опт}$.

Із цієї залежності знаходять оптимальну кількість теоретичних тарілок.

Вплив температури вихідної суміші.

У випадку, коли вихідна суміш не нагріта до температури кипіння, то на тарілці живлення збільшується кількість сконденсованої пари, необхідне для нагрівання суміші до температури кипіння. Концентрація НКК на тарілці внаслідок цього збільшується. Це доцільно враховувати при побудові робочої лінії для нижньої частини колони.

8.6.5. Типові конструкції ректифікаційних апаратів

Ректифікаційні апарати поділяються на 4 групи:

1) апарати тарілчастого типу;

2) насадкові колони;

3) плівкові колони;

4) роторні плівкові апарати.

8.6.6. Методика розрахунку тарілчастої ректифікаційної колони

Основні задачі:

– Для заданих умов процесу ректифікації та визначити як впливає величина флегмового числа на кількість теоретичних тарілок для безперервної ректифікації.

– Провести розрахунок мінімального та теоретичного флегмового числа для заданих умов процесу ректифікації.

– Провести вибір ковпачкових та сітчастих тарілок. Порівняти енерговитрати та запропонувати технічні рішення щодо підвищення ефективності процесу.

***Метою роботи є*:** визначення конструктивно-технологічних параметрів тарілчастої ректифікаційної колони з урахуванням умов забезпечення ефективного процесу розділення бінарної суміші.

Вихідні дані до розрахунку:

Масові витрати вихідної бінарної суміші AB, кг$_{AB}$/с L_F;

Концентрація (масова частка) низькокиплячого компонента A у вихідній суміші F, кг$_A$/кг$_{AB}$: X_F;

Концентрація (масова частка) низькокиплячого компонента A у дистиляті P, кг$_A$/кг$_{AB}$: X_P;

Концентрація (масова частка) низькокиплячого компонента A у кубовому залишку W, кг$_A$/кг$_{AB}$: X_W;

Молекулярна маса цільового компонента A, кг$_A$/кмоль$_A$: M_A;

Молекулярна маса води B, кг$_B$/кмоль$_B$: M_B.

Вихідні дані до розрахунку наведено у таблиці Д.8.1.6 додатку 8.1. Розрахункову схему абсорбера наведена на рисунку 8.39.

Матеріальний баланс процесу

Вихідна суміш *F* розділяється на дистилят *P* та кубовий залишок *W*, тобто матеріальний баланс процесу за потоками, кг$_{AB}$/с:

$$L_F = L_P + L_W$$

Матеріальний баланс процесу за цільовим компонентом, кг$_A$/с:

$$L_F X_F = L_P X_P + L_W X_W$$

Продуктивність колони за дистилятом *P*, кг$_{AB}$/с:

$$L_P = L_F - L_W,$$

звідки продуктивність колони за кубовим залишком *W*, кг$_{AB}$/с:

$$L_W = \frac{L_F(X_P - X_F)}{X_P - X_W}.$$

Для подальших розрахунків необхідно виразити концентрації потоків (вихідної суміші *F*, дистиляту *P* та кубового залишку *W*) у мольних частках (x_F, x_P та x_W). Мольні концентрації виражаються через масові при застосуванні наступної формули, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$:

$$x = \frac{\frac{X}{M_A}}{\frac{X}{M_A} + \frac{1 - X}{M_B}}$$

Мольна маса:

– вихідної суміші, кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$:

$$M_F = x_F M_A + (1 - x_F) M_B$$

– дистиляту, кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$:

$$M_P = x_P M_A + (1 - x_P) M_B$$

– кубового залишку, кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$:

$$M_W = x_W M_A + (1 - x_W) M_B$$

Мольні витрати потоків:

– вихідної суміші, кмоль$_{AB}$/с:

$$F = L_F / M_F$$

– дистиляту, кмоль$_{AB}$/с:

$$P = L_P / M_P$$

– кубового залишку, кмоль$_{AB}$/с:

$$W = L_W / M_W$$

Побудова ізобар температур кипіння і конденсації та рівноважної кривої

Для побудови ізобар температур кипіння і конденсації використовуються довідникові дані щодо рівноваги бінарної суміші. У якості прикладу розглянуто бінарну суміш метанол-вода, дані щодо рівноваги якої наведено у таблиці 8.1, та побудовано *t–x,y* діаграму, рисунок 8.56.

Таблиця 8.1. Дані щодо рівноваги бінарної суміші метанол-вода

x, %	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100
y, %	0	26.5	41.8	57.9	66.5	72.9	77.9	82.5	87	91.5	95.8	100
t, °C	100	92.3	87.7	81.7	78	75.3	73.1	71.2	69.3	67.6	66	64.5

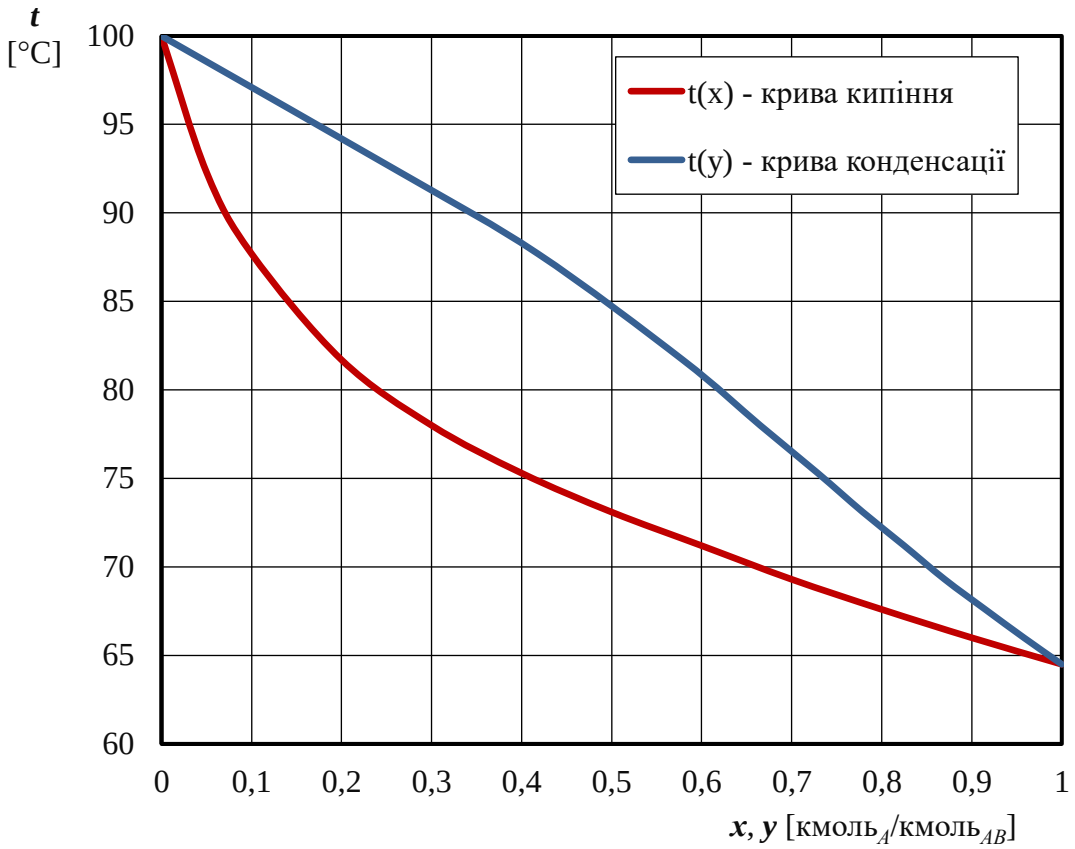


Рисунок 8.56. Ізобари температур кипіння і конденсації бінарної суміші метанол-вода (*t-x,y* діаграма)

Для подальших розрахунків за допомогою побудованих ізобар кипіння та конденсації за методикою, наведеною в пункті 8.6.1 визначаються температури вихідної суміші t_F, дистиляту t_P та кубового залишку t_W у залежності від концентрацій x_F, x_P та x_W відповідно. Наприклад, температура вихідної суміші t_F за *t–x,y* діаграмою відповідає температурі кипіння бінарної суміші при її концентрації x_F.

За даними рівноважного стану бінарної суміші, таблиця 8.1, на *y–x* діаграмі будується рівноважна лінія процесу $y^p=f(x)$ та лінія рівних концентрацій $y=x$, рисунок 8.57.

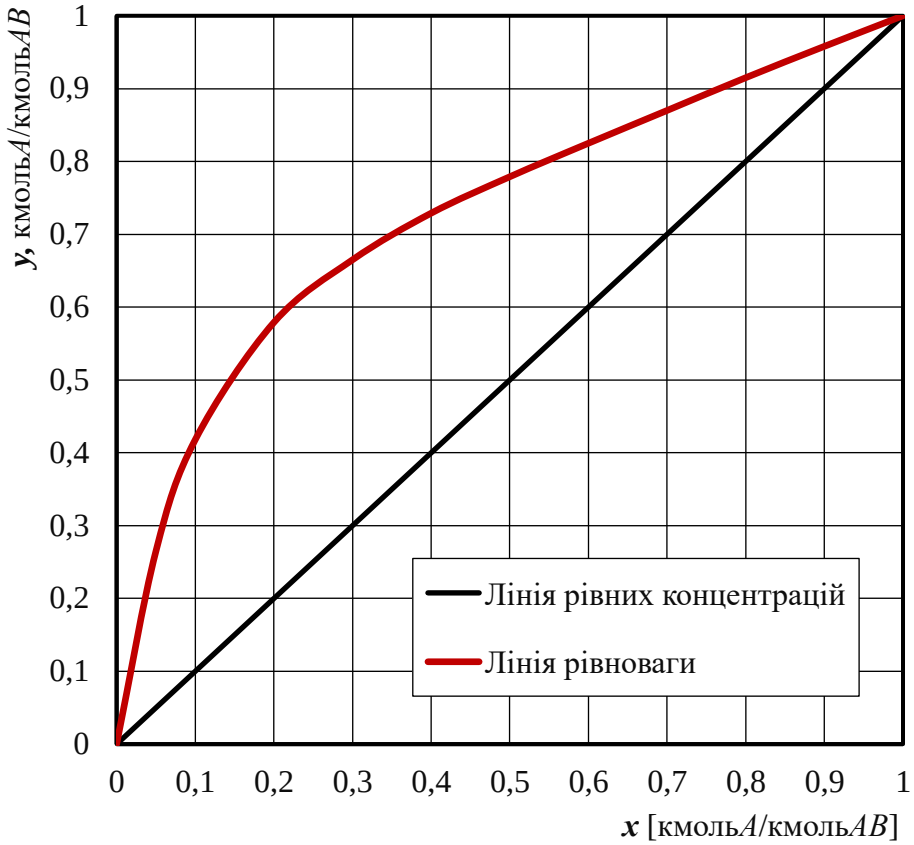


Рисунок 8.57. Рівноважна залежність бінарної суміші метанол-вода на *y–x* діаграмі

Визначення оптимального флегмового числа

Визначення оптимального флегмового числа проводиться за методикою, описаною в пункті 8.6.4 з урахуванням того, для верхньої тарілки $y_P=x_P$, а для нижньої – $y_W=x_W$.

Розраховується мінімальне флегмове число:

$$R_{\min} = \frac{y_P - y_F^{\text{р}}}{y_F^{\text{р}} - x_F}$$

Для більш точного визначення оптимального флегмового числа розрахунки рекомендовано проводити для 16 значень коефіцієнта надлишку флегми α в діапазоні: $\alpha_i = 1 \leq R/R_{\min} \leq 2.6$.

Для кожного прийнятого значення коефіцієнта надлишку флегми α_i визначається значення флегмового числа:

$$R_i = \alpha_i R_{\min}$$

Після цього, за рівнянням робочої лінії для укріплюючої частини колони (за постійної величини концентрації вихідної суміші $x_F = \text{const}$) визначаються відповідні значення концентрації низькокиплячого компонента *A* у паровій фазі $y_{F\,i}$, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$:

$$y_{F\,i} = \frac{R_i}{R_i + 1} x_F + \frac{x_P}{R_i + 1}$$

Для кожного одержаного значення $y_{F\,i}$ виконується графічне визначення числа теоретичних тарілок $N_{\text{т}_i}$ за методикою, наведеною в пункті 8.6.4, після чого будується графічна залежність $N_{\text{т}}(R + 1) = f(\alpha)$, рисунок 8.55, та визначається мінімальний екстремум, що відповідає оптимальному значенню коефіцієнта надлишку флегми – $\alpha_{\text{опт}}$.

За значенням $\alpha_{\text{опт}}$ розраховується оптимальне значення флегмового числа:

$$R_{\text{опт}} = \alpha_{\text{опт}} R_{\min}$$

Визначення середнього навантаження верхньої (укріплюючої) та нижньої (вичерпної) частин кололи за рідкою фазою

Середній мольний склад рідкої бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$:

$$x_{\text{сер.в}} = \frac{x_P + x_F}{2}$$

– нижній (вичерпній) частині колони, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$:

$$x_{\text{сер.н}} = \frac{x_F + x_W}{2}$$

Середня мольна маса рідкої бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$:

$$M_{L.\text{сер.}_\text{в}} = x_{\text{сер.}_\text{в}} M_A + \left(1 - x_{\text{сер.}_\text{в}}\right) M_B$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$:

$$M_{L.\text{сер.}_\text{н}} = x_{\text{сер.}_\text{н}} M_A + \left(1 - x_{\text{сер.}_\text{н}}\right) M_B$$

Середні масові витрати рідкої бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, кг$_{AB}$/с:

$$L_{\text{сер.}_\text{в}} = L_P R_{\text{опт}} \frac{M_{L.\text{сер.}_\text{в}}}{M_P}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, кг$_{AB}$/с:

$$L_{\text{сер.}_\text{н}} = L_P R_{\text{опт}} \frac{M_{L.\text{сер.}_\text{н}}}{M_P} + L_F \frac{M_{L.\text{сер.}_\text{н}}}{M_F}$$

Визначення середнього навантаження верхньої (укріплюючої) та нижньої (вичерпної) частин кололи за паровою фазою

Значення концентрації низькокиплячого компонента *A* у паровій фазі для нижньої тарілки у верхній (укріплюючій) частини колони, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$:

$$y_F = \frac{R_{\text{опт}}}{R_{\text{опт}} + 1} x_F + \frac{x_P}{R_{\text{опт}} + 1}$$

Середній мольний склад парової бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$:

$$y_{\text{сер.}_\text{в}} = \frac{y_P + y_F}{2}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, кмоль$_A$/кмоль$_{AB}$:

$$y_{\text{сер.}_\text{н}} = \frac{y_F + y_W}{2}$$

Середня мольна маса парової бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$:

$$M_{G.\text{сер.}_\text{в}} = y_{\text{сер.}_\text{в}} M_A + \left(1 - y_{\text{сер.}_\text{в}}\right) M_B$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, кг$_{AB}$/кмоль$_{AB}$:

$$M_{G.\text{сер.}_\text{н}} = y_{\text{сер.}_\text{н}} M_A + \left(1 - y_{\text{сер.}_\text{н}}\right) M_B$$

Середні масові витрати парової бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, кг$_{AB}$/с:

$$G_{\text{сер.}_{\text{в}}} = G_P(R_{\text{опт}} + 1)\frac{M_{G.\text{сер.}_{\text{в}}}}{M_P}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, кг$_{AB}$/с:

$$G_{\text{сер.}_{\text{н}}} = G_P(R_{\text{опт}} + 1)\frac{M_{G.\text{сер.}_{\text{н}}}}{M_P}$$

Визначення швидкості пари та діаметра колони

Для визначення швидкості пари у верхній (укріплюючій) та нижній (вичерпній) частинах колони спочатку необхідно визначити середні значення густин пари та рідкої суміші у цих частинах колони.

Для цього за *t–x,y* діаграмою визначаються середні температури парової фази:

– у верхній (укріплюючій) частині колони $t_{y.\text{сер.}_{\text{в}}}$, що відповідає температурі конденсації бінарної суміші при концентрації $y_{\text{сер.}_{\text{в}}}$;
– у нижній (вичерпній) частині колони $t_{y.\text{сер.}_{\text{н}}}$, що відповідає температурі конденсації бінарної суміші при концентрації $y_{\text{сер.}_{\text{н}}}$.

Густина парової бінарної суміші у верхній (укріплюючій) частині колони за середньої температури $t_{\text{сер.}_{\text{в}}}$, кг/м^3:

$$\rho_{G_{\text{в}}} = \frac{M_{G.\text{сер.}_{\text{в}}}}{22.4}\frac{T_0}{T_0 + t_{y.\text{сер.}_{\text{в}}}}$$

Густина парової бінарної суміші у нижній (вичерпній) частині колони за середньої температури $t_{\text{сер.н.}}$, кг/м^3:

$$\rho_{G_{\text{н}}} = \frac{M_{G.\text{сер.}_{\text{н}}}}{22.4}\frac{T_0}{T_0 + t_{y.\text{сер.}_{\text{н}}}}$$

Об’ємні витрати парової бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м$_{AB}$^{3}/с:

$$V_{G_{\text{в}}} = \frac{G_{\text{сер.}_{\text{в}}}}{\rho_{G_{\text{в}}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, м$_{AB}$^{3}/с:

$$V_{G_{\text{н}}} = \frac{G_{\text{сер.}_{\text{н}}}}{\rho_{G_{\text{н}}}}$$

За довідниковими даними теплофізичних властивостей рідин визначаються густини низькокиплячого A [кг$_A$/м^3]та висококиплячого B [кг$_B$/м^3] компонентів:

– ρ_{A_F} та ρ_{B_F} при температурі вихідної суміші t_F;

– ρ_{A_P} та ρ_{B_P} при температурі дистиляту t_P;

– ρ_{A_W} та ρ_{B_W} при температурі кубового залишку t_W.

Густина вихідної суміші F із концентрацією X_F [кг$_A$/кг$_{AB}$], що подається на ректифікацію при температурі t_F, кг$_{AB}$/м^3:

$$\rho_{L_F} = \frac{1}{\frac{X_F}{\rho_{A_F}} + \frac{1 - X_F}{\rho_{B_F}}}$$

Густина рідкої бінарної суміші в дистиляті P із концентрацією X_P [кг$_A$/кг$_{AB}$] при температурі t_P, кг$_{AB}$/м^3:

$$\rho_{L_P} = \frac{1}{\frac{X_P}{\rho_{A_P}} + \frac{1 - X_P}{\rho_{B_P}}}$$

Густина кубового залишку W із концентрацією X_W [кг$_A$/кг$_{AB}$] при температурі t_W, кг$_{AB}$/м^3:

$$\rho_{L_W} = \frac{1}{\frac{X_W}{\rho_{A_W}} + \frac{1 - X_W}{\rho_{B_W}}}$$

Середня густина рідкої бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, кг$_{AB}$/м^3:

$$\rho_{L_{\text{в}}} = \frac{\rho_{L_F} + \rho_{L_P}}{2}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, кг$_{AB}$/м^3:

$$\rho_{L_{\text{н}}} = \frac{\rho_{L_F} + \rho_{L_W}}{2}$$

Середня густина рідкої бінарної суміші в колоні, кг$_{AB}$/м^3:

$$\rho_L = \frac{\rho_{L_{\text{в}}} + \rho_{L_{\text{н}}}}{2}$$

Гранична швидкість пари для сітчастої тарілки:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м/с:

$$w_{\max_{\text{в}}} = 0.05\sqrt{\frac{\rho_{L_{\text{в}}}}{\rho_{G_{\text{в}}}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, м/с:

$$w_{\max_{\text{н}}} = 0.05\sqrt{\frac{\rho_{L_{\text{н}}}}{\rho_{G_{\text{н}}}}}$$

Робочі значення швидкостей у верхній (укріплюючій) та у нижній (вичерпній) частинах колони ($w_{\text{в}}$ та $w_{\text{н}}$ відповідно) приймаються на 10% меншими за граничні.

Діаметр колони за рівнянням об'ємних витрат:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м:

$$D_{\text{в}} = \sqrt{\frac{4V_{G_{\text{в}}}}{\pi w_{\text{в}}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, м:

$$D_{\text{н}} = \sqrt{\frac{4V_{G_{\text{н}}}}{\pi w_{\text{н}}}}$$

За результатами розрахунків діаметр обох частин колони приймається зі стандартного ряду діаметрів колонних апаратів (D [м] = 0.4, 0.5, 0.6, 0.8, 1.0, 1.2, 1.4, 1.6, 1.8, 2.0, 2.2, 2.4, 2.6, 2.8, 3.0, 3.2, 3.4, 3.6, 3.8, 4.0

Вибір типу і виконання тарілки

Із довідникової літератури за прийнятим діаметром колони обирається тип виконання тарілки та записуються її основні параметри.

Для прикладу прийнято сітчасту тарілку, у якої:

$d_{\text{о}}$ – діаметр отворів, мм;

F – робочий переріз, м^2;

t – крок між отворами, м;

$F_{\text{в.в}}$ – відносний вільний переріз тарілки, %;

$F_{\text{пер}}$ – переріз переливу, м^2;

$L_{\text{з}}$ – периметр зливу, м.

Швидкість пари в отворах тарілки:

– у верхній (укріплюючій) частині ректифікаційної колони, м/с:

$$w_{\text{отв.в}} = V_{G_{\text{в}}}/F_{\text{в}}$$

– у нижній (вичерпній) частині ректифікаційної колони, м/с:

$$w_{\text{отв.н}} = V_{G_{\text{н}}}/F_{\text{в}}$$

де $F_{\text{в}} = F \times F_{\text{в.в}}$ – вільний переріз тарілки, м^2.

Об'ємні витрати рідкої суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині ректифікаційної колони, м^3/с:

$$V_{L_{\text{в}}} = L_{\text{сер}_{\text{в}}}/\rho_{L_{\text{в}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині ректифікаційної колони, м^3/с:

$$V_{L_{\text{н}}} = L_{\text{сер}_{\text{н}}}/\rho_{L_{\text{н}}}$$

Лінійна щільність зрошення рідкої суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м^3/(м×с):

$$q_{\text{в}} = V_{L_{\text{в}}}/L_{\text{з}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, м^3/(м×с):

$$q_{\text{н}} = V_{L_{\text{н}}}/L_{\text{з}}$$

Швидкість пари, віднесена до робочої площі тарілки:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м/с:

$$w_{G_{\text{в}}} = V_{G_{\text{в}}}/F_{\text{р}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, м/с:

$$w_{G_{\text{н}}} = V_{G_{\text{н}}}/F_{\text{р}}$$

Динамічна в'язкість рідкої фази у верхній (укріплюючій) частині колони та у нижній (вичерпній) визначається при середніх температурах рідкої фази у цих частинах колони. За *t–x,y* діаграмою середня температура рідкої фази у верхній частині колони $t_{x.\text{сер.}_{\text{в}}}$ відповідає температурі кипіння бінарної суміші при її середній мольній концентрації $x_{\text{сер.}_{\text{в}}}$, у нижній частині колони – $t_{x.\text{сер.}_{\text{н}}}$ при концентрації $x_{\text{сер.}_{\text{н}}}$.

В'язкість рідкої бінарної суміші:

– у верхній (укріплюючій) частині колони при температурі $t_{x.\text{сер.}_\text{в}}$, Па×с:

$$\mu_{\text{сер}_\text{в}} = \mu_{A_\text{в}}{}^{x_{\text{сер.}_\text{в}}} \mu_{B_\text{в}}{}^{\left(1-x_{\text{сер.}_\text{в}}\right)}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони при температурі $t_{x.\text{сер.}_\text{н}}$, Па×с:

$$\mu_{\text{сер}_\text{н}} = \mu_{A_\text{н}}{}^{x_{\text{сер.}_\text{н}}} \mu_{B_\text{н}}{}^{\left(1-x_{\text{сер.}_\text{н}}\right)}$$

де $\mu_{A_\text{в}}$ та $\mu_{B_\text{в}}$ – динамічна в'язкість низькокиплячого та висококиплячого компонентів відповідно у верхній частині при температурі $t_{x.\text{сер.}_\text{в}}$, Па×с;

$\mu_{A_\text{н}}$ та $\mu_{B_\text{н}}$ – динамічна в'язкість низькокиплячого та висококиплячого компонентів відповідно у нижній частині при температурі $t_{x.\text{сер.}_\text{н}}$, Па×с.

Поверхневий натяг спирту $\sigma_{A_\text{в}}$ та води $\sigma_{B_\text{в}}$ у верхній (укріплюючій) частині колони визначається за температури $t_{x.\text{сер.}_\text{в}}$, таблиця Д.8.2.9.

У нижній (вичерпній) частині колони поверхневий натяг спирту $\sigma_{A_\text{н}}$ та води $\sigma_{B_\text{н}}$ визначається за температури $t_{x.\text{сер.}_\text{н}}$, таблиця Д.8.2.9.

Висота шару рідкої фази на тарілці:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м:

$$h_{L_\text{в}} = 0.787 q_\text{в}{}^{0.2} h_\text{пер}{}^{0.56} w_{G_\text{в}}{}^{m} \left(1 - 0.31 e^{\left(-0.11 \mu_{\text{сер}_\text{в}}\right)}\right) \left(\frac{\sigma_{A_\text{в}}}{\sigma_{B_\text{в}}}\right)$$

– у нижній (вичерпній) частині ректифікаційної колони, м:

$$h_{L_\text{н}} = 0.787 q_\text{н}{}^{0.2} h_\text{пер}{}^{0.56} w_{G_\text{н}}{}^{m} \left(1 - 0.31 e^{\left(-0.11 \mu_{\text{сер}_\text{н}}\right)}\right) \left(\frac{\sigma_{A_\text{н}}}{\sigma_{B_\text{н}}}\right)$$

де $\mu_{\text{сер}_\text{в}}$підставляється в мПа×с;

$h_\text{пер}$ – висота переливної перегородки, м (приймається у межах 30–50 мм);

m – показник степеня $\left(m = 0.05 - 4.6 h_\text{пер}\right)$.

Мінімальна швидкість пари:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м/с:

$$w_{G_\text{в}(\min)} = \frac{2}{3} F_\text{в} \sqrt{\frac{2 g \rho_{L_\text{в}} h_{L_\text{в}}}{\rho_{G_\text{в}} \xi}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, м/с:

$$w_{G_{\text{н(min)}}} = \frac{2}{3} F_{\text{в}} \sqrt{\frac{2g\rho_{L_{\text{н}}} h_{L_{\text{н}}}}{\rho_{G_{\text{н}}} \xi}}$$

де ξ – коефіцієнт гідравлічного опору сухої тарілки.

Для забезпечення гідродинамічних умов проведення процесу ректифікації значення мінімальних швидкостей пари в отворах тарілок у нижній та верхній частинах колони $w_{G_{\text{в(min)}}}$ та $w_{G_{\text{н(min)}}}$ повинні бути меншими за дійсні значення $w_{\text{отв.в}}$ та $w_{\text{отв.н}}$.

Визначення необхідної кількості тарілок у колоні

Для розрахунку кількості теоретичних тарілок використовується графічний метод, описаний у пункті 8.6.3, за яким на *y–x* діаграмі будуються сходинки між робочою та рівноважною лініями, що дає змогу визначити теоретичну кількість тарілок при оптимальному значенні коефіцієнта надлишку флегми $\alpha_{\text{опт}}$ та флегмового числа $R_{\text{опт}}$.

За результатами графічної побудови визначається загальна кількість тарілок у верхній (укріплюючій) частині колони – $n_{\text{т}_{\text{в}}}$ та нижньої (вичерпної) – $n_{\text{т}_{\text{н}}}$.

Дійсне значення необхідної кількості тарілок визначається з урахуванням коефіцієнта корисної дії тарілки η. Для даного розрахунку приймається коефіцієнт корисної дії тарілки η=0.75.

Дійсна кількість тарілок з урахуванням коефіцієнта корисної дії тарілки:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, одиниць: $n_{\text{д}_{\text{в}}} = n_{\text{т}_{\text{в}}}/\eta$;

– у нижній (вичерпній) частині колони, одиниць: $n_{\text{д}_{\text{н}}} = n_{\text{т}_{\text{н}}}/\eta$.

Загальна дійсна кількість тарілок з урахуванням коефіцієнта корисної дії тарілки, одиниць:

$$n_{\text{д}_{\text{заг.}}} = n_{\text{д}_{\text{в}}} + n_{\text{д}_{\text{н}}}$$

Визначення висоти колони

Висота сепараційного простору визначається з урахуванням допустимого бризковинесення з тарілки, який приймається 0.1 кг рідини на 1 кг пари для сітчастих тарілок, тобто, допустиме бризковинесення становить:

$$e_{\text{крап}}=0.1\ \text{кг}_{\text{рідини}}/\text{кг}_{\text{пари}}$$

Висота сепараційного простору:

– у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$h_{\text{с}_\text{в}} = \frac{w_{G_\text{в}}}{\sqrt[3]{\dfrac{e_{\text{крап}}}{7.7 \times 10^{-5}\dfrac{73}{\sigma_{A_\text{в}} \times 10^3}}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині ректифікаційної колони, м:

$$h_{\text{с}_\text{н}} = \frac{w_{G_\text{н}}}{\sqrt[3]{\dfrac{e_{\text{крап}}}{7.7 \times 10^{-5}\dfrac{73}{\sigma_{A_\text{н}} \times 10^3}}}}$$

Критерій Фруда:

– для верхньої (укріплюючої) частини колони:

$$\text{Fr}_\text{в} = \frac{{w_{G_\text{в}}}^2}{\text{g}h_{L_\text{в}}}$$

– для нижньої (вичерпної) частини колони:

$$\text{Fr}_\text{н} = \frac{{w_{G_\text{н}}}^2}{\text{g}h_{L_\text{н}}}$$

Газовміст барботажного шару:

– у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\varepsilon_\text{в} = \frac{\sqrt{\text{Fr}_\text{в}}}{1 + \sqrt{\text{Fr}_\text{в}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\varepsilon_\text{н} = \frac{\sqrt{\text{Fr}_\text{н}}}{1 + \sqrt{\text{Fr}_\text{н}}}$$

Висота газорідинного шару:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м:

$$h_{\text{п}_{\text{в}}} = \frac{h_{L_{\text{в}}}}{1 - \varepsilon_{\text{в}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, м:

$$h_{\text{п}_{\text{н}}} = \frac{h_{L_{\text{н}}}}{1 - \varepsilon_{\text{н}}}$$

Відстань між тарілками:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, м:

$$h_{\text{в}} = h_{\text{п}_{\text{в}}} + h_{\text{с}_{\text{в}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, м:

$$h_{\text{н}} = h_{\text{п}_{\text{н}}} + h_{\text{с}_{\text{н}}}$$

Відстань між тарілками h приймається однаковою для всієї ректифікаційної колони з округленням до 100 мм більшого зі значень $h_{\text{в}}$ та $h_{\text{н}}$.

Загальна висота ректифікаційної колони, м:

$$H_{\text{колони}} = \left(n_{\text{д}_{\text{заг.}}} - 1\right) h + H_{\text{в}} + H_{\text{н}}$$

де $H_{\text{в}} = 0.6$ м – відстань між верхньою тарілкою і кришкою колони;

$H_{\text{н}} = 1.5$ м – відстань між нижньою тарілкою і днищем колони.

Визначення гідравлічного опору колони

Гідравлічний опір сухої тарілки:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\text{с.т.}_{\text{в}}} = \xi \frac{{w_{\text{отв.}_{\text{в}}}}^2 \rho_{G_{\text{в}}}}{2}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\text{с.т.}_{\text{н}}} = \xi \frac{{w_{\text{отв.}_{\text{н}}}}^2 \rho_{G_{\text{н}}}}{2}$$

де ξ – коефіцієнт гідравлічного опору сухої тарілки.

Гідравлічний опір, що зумовлений силами поверхневого натягу:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\sigma_{\text{в}}} = \frac{4\sigma_{A_{\text{в}}}}{d_{\text{о}}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\sigma_{\text{н}}} = \frac{4\sigma_{A_{\text{н}}}}{d_{\text{о}}}$$

Статичний тиск шару рідини без урахування перевищення рідини на тарілці:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\text{ст.в}} = 1.3K' h_{\text{пер}} \rho_{L_{\text{в}}} \text{g}$$

де K' – відносна густина парорідинного шару на тарілці (приймається 0.4–0.6).

– у нижній (вичерпній) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\text{ст.н}} = 1.3K' h_{\text{пер}} \rho_{L_{\text{н}}} \text{g}$$

Повний гідравлічний опір однієї тарілки:

– у верхній (укріплюючій) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\text{т.в}} = \Delta P_{\text{с.т.в}} + \Delta P_{\sigma_{\text{в}}} + \Delta P_{\text{ст.в}}$$

– у нижній (вичерпній) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\text{т.н}} = \Delta P_{\text{с.т.н}} + \Delta P_{\sigma_{\text{н}}} + \Delta P_{\text{ст.н}}$$

Загальний гідравлічний опір:

– верхньої (укріплюючої) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\text{в}} = \Delta P_{\text{т.в}} n_{\text{д}_{\text{в}}}$$

– нижньої (вичерпної) частині колони, Па:

$$\Delta P_{\text{н}} = \Delta P_{\text{т.н}} n_{\text{д}_{\text{н}}}$$

Загальний гідравлічний опір ректифікаційної колони, Па:

$$\Delta P_{\text{колони}} = \Delta P_{\text{в}} + \Delta P_{\text{н}}$$

8.6.7. Приклад програмного розрахунку тарілчастої ректифікаційної колони

Вихідні дані

Масові витрати вихідної суміші:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \qquad L_F := 1.4$$

Концентрація (масова частка) низькокиплячого компонента (метанолу) у вихідній суміші:

$$\frac{кг_A}{кг_{AB}} \qquad X_F := 0.35$$

Концентрація (масова частка) низькокиплячого компонента (метанолу) у дистиляті:

$$\frac{кг_A}{кг_{AB}} \qquad X_P := 0.93$$

Концентрація (масова частка) низькокиплячого компонента (метанолу) у кубовому залишку:

$$\frac{кг_A}{кг_{AB}} \qquad X_W := 0.05$$

Молекулярна маса метанолу:

$$\frac{кг_A}{кмоль_A} \qquad M_A := 32.04$$

Молекулярна маса води:

$$\frac{кг_B}{кмоль_B} \qquad M_B := 18.01528$$

Розрахунки

Матеріальний баланс за потоками:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \qquad L_F = L_P + L_W$$

Матеріальний баланс за цільовим компонентом:

$$\frac{кг_A}{c} \qquad L_F \cdot X_F = L_P \cdot X_P + L_W \cdot X_W$$

Продуктивність колони за кубовим залишком:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \qquad L_W := \frac{L_F \cdot (X_P - X_F)}{X_P - X_W} = \frac{1.4 \cdot (0.93 - 0.35)}{0.93 - 0.05} = 0.923$$

Продуктивність колони за дистилятом:

$$\frac{кг_{AB}}{c} \qquad L_P := L_F - L_W = 1.4 - 0.923 = 0.477$$

Перерахунок концентрацій у мольні.

Мольна частка метанолу у вихідній суміші:

$$\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_{AB}} \quad x_F := \frac{\frac{X_F}{M_A}}{\frac{X_F}{M_A} + \frac{1 - X_F}{M_B}} = \frac{\frac{0.35}{32.04}}{\frac{0.35}{32.04} + \frac{1 - 0.35}{18.01528}} = 0.232$$

Мольна частка метанолу у дистиляті:

$$\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_{AB}} \quad x_P := \frac{\frac{X_P}{M_A}}{\frac{X_P}{M_A} + \frac{1 - X_P}{M_B}} = \frac{\frac{0.93}{32.04}}{\frac{0.93}{32.04} + \frac{1 - 0.93}{18.01528}} = 0.882$$

Мольна частка метанолу у кубовому залишку:

$$\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_{AB}} \quad x_W := \frac{\frac{X_W}{M_A}}{\frac{X_W}{M_A} + \frac{1 - X_W}{M_B}} = \frac{\frac{0.05}{32.04}}{\frac{0.05}{32.04} + \frac{1 - 0.05}{18.01528}} = 0.029$$

2. Матеріальний баланс у мольних частках.

Молекулярна маса вихідної суміші:

$$\frac{\text{кг}_{AB}}{\text{кмоль}_{AB}} \quad M_F := x_F \cdot M_A + (1 - x_F) \cdot M_B = 0.232 \cdot 32.04 + (1 - 0.232) \cdot 18.01528 = 21.269$$

Молекулярна маса дистиляту:

$$\frac{\text{кг}_{AB}}{\text{кмоль}_{AB}} \quad M_P := x_P \cdot M_A + (1 - x_P) \cdot M_B = 0.882 \cdot 32.04 + (1 - 0.882) \cdot 18.01528 = 30.385$$

Молекулярна маса кубового залишку:

$$\frac{\text{кг}_{AB}}{\text{кмоль}_{AB}} \quad M_W := x_W \cdot M_A + (1 - x_W) \cdot M_B = 0.029 \cdot 32.04 + (1 - 0.029) \cdot 18.01528 = 18.422$$

Мольна кількість вихідної суміші, що надходить на ректифікацію:

$$\frac{\text{кмоль}_{AB}}{c} \quad F := \frac{L_F}{M_F} = \frac{1.4}{21.269000000000002} = 0.066$$

або:

$$\frac{\text{кмоль}_{AB}}{c} \quad F := \frac{L_F \cdot (X_F)}{M_A} + \frac{L_F \cdot (1 - X_F)}{M_B} = \frac{1.4 \cdot 0.35}{32.04} + \frac{1.4 \cdot (1 - 0.35)}{18.01528} = 0.066$$

Мольна кількість утвореного дистиляту:

$$\frac{\text{кмоль}_{AB}}{c} \quad P := F \cdot \frac{x_F - x_W}{x_P - x_W} = 0.066 \cdot \frac{0.232 - 0.029}{0.882 - 0.029} = 0.016$$

Масова кількість утвореного дистиляту:

$\frac{кг_{AB}}{c}$ $\quad G_P := P \cdot M_P = 0.016 \cdot 30.385 = 0.486$

Мольна кількість утвореного кубового залишку:

$\frac{кмоль_{AB}}{c}$ $\quad W := F \cdot \frac{x_P - x_F}{x_P - x_W} = 0.066 \cdot \frac{0.882 - 0.232}{0.882 - 0.029} = 0.05$

Масова кількість утвореного кубового залишку:

$кг_{AB}$ $\quad L_{W.} := W \cdot M_W = 0.05 \cdot 18.422 = 0.921$

Перевірка матеріального балансу:

$кг_{AB}$ $\quad L_F = G_P + L_W$

$кг_{AB}$ $\quad L_F = 1.4$

$кг_{AB}$ $\quad G_P + L_W = 1.409$

$кмоль_{AB}$ $\quad F \cdot x_F = P \cdot x_P + W \cdot x_W$

$кмоль_{AB}$ $\quad F \cdot x_F = 0.015$

$кмоль_{AB}$ $\quad P \cdot x_P + W \cdot x_W = 0.016$

Побудова t-x,y діаграми бінарної суміші метанол-вода

Рівновага суміші метанол-вода при P=0.1МПа

Крива кипіння:

$t_{кипіння} := (100 \;\; 92.3 \;\; 87.7 \;\; 81.7 \;\; 78.0 \;\; 75.3 \;\; 73.1 \;\; 71.2 \;\; 69.3 \;\; 67.5 \;\; 66 \;\; 64)^T$

$x\% := (0 \;\; 5 \;\; 10 \;\; 20 \;\; 30 \;\; 40 \;\; 50 \;\; 60 \;\; 70 \;\; 80 \;\; 90 \;\; 100)^T$ % (моль)

$x := (0 \;\; 0.05 \;\; 0.10 \;\; 0.20 \;\; 0.30 \;\; 0.40 \;\; 0.50 \;\; 0.60 \;\; 0.70 \;\; 0.80 \;\; 0.90 \;\; 1.0)^T$ $\quad \frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$

Крива конденсації:

$t_{конденсації} := (100 \;\; 92.3 \;\; 87.7 \;\; 81.7 \;\; 78.0 \;\; 75.3 \;\; 73.1 \;\; 71.2 \;\; 69.3 \;\; 67.5 \;\; 66 \;\; 64)^T$

$y\% := (0 \;\; 26.8 \;\; 41.8 \;\; 57.9 \;\; 66.5 \;\; 72.9 \;\; 77.9 \;\; 82.5 \;\; 87.0 \;\; 91.5 \;\; 95.8 \;\; 100)^T$ % (моль)

$y := (0 \;\; 0.268 \;\; 0.418 \;\; 0.579 \;\; 0.665 \;\; 0.729 \;\; 0.779 \;\; 0.825 \;\; 0.87 \;\; 0.915 \;\; 0.958 \;\; 1.0)^T$ $\quad \frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$

Переводимо табличні дані у функціональні

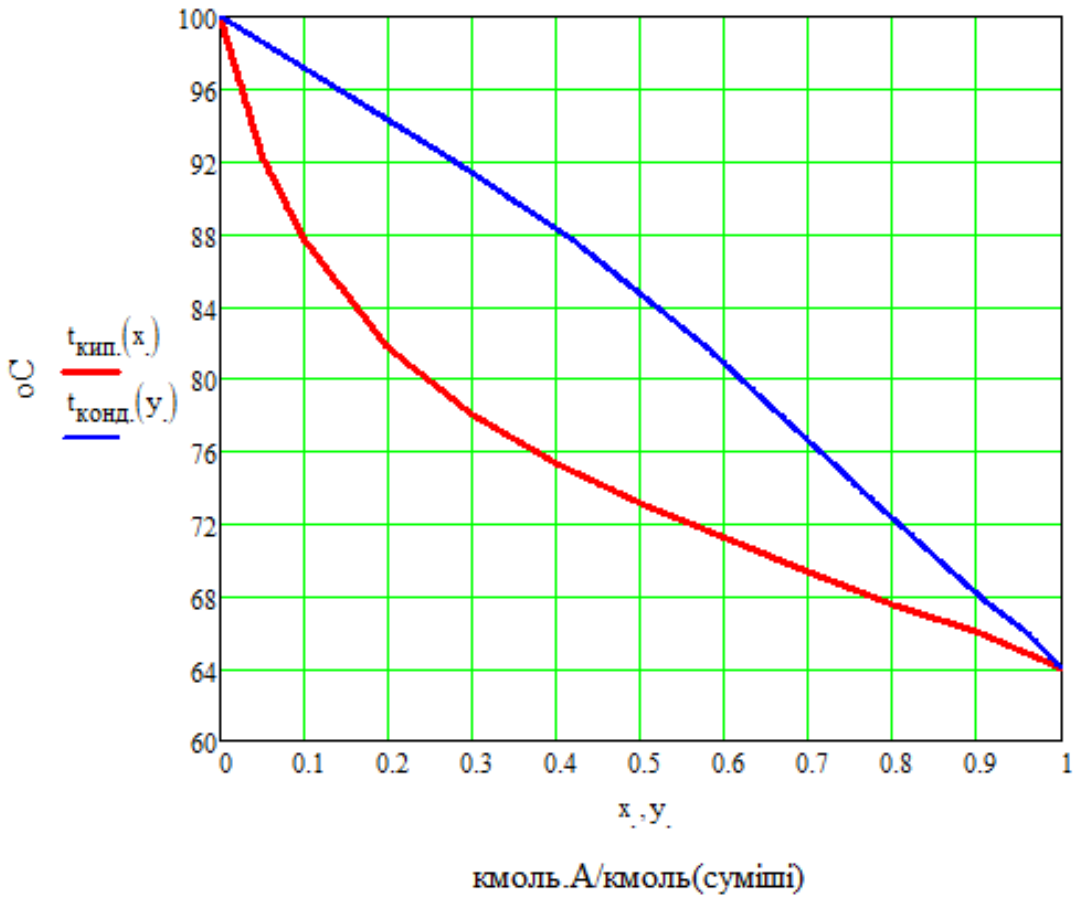
Задаємося рядом значень x та y: $\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$ $x_{.} := 0, 0.001 .. 1$ $\quad \frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$ $y_{.} := 0, 0.001 .. 1$

Функція температури кипіння рідкої суміші у залежності від її концентрації:

$t_{кип.}(x_{.}) := \mathrm{linterp}(x, t_{кипіння}, x_{.})$

Функція температури конденсації пари у залежності від її концентрації:

$t_{конд.}(y_{.}) := \mathrm{linterp}(y, t_{конденсації}, y_{.})$



Побудова y-x діаграми бінарної суміші метанол-вода

$y := (1.0\ \ 0.958\ \ 0.915\ \ 0.87\ \ 0.825\ \ 0.779\ \ 0.729\ \ 0.665\ \ 0.579\ \ 0.418\ \ 0.268\ \ 0)^T \quad \frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$

$t_{конденсації} := (64\ \ 66\ \ 67.5\ \ 69.3\ \ 71.2\ \ 73.1\ \ 75.3\ \ 78.0\ \ 81.7\ \ 87.7\ \ 92.3\ \ 100)^T$

Функція визначення концентрації пари у залежності від температури концентрації:

Задамось рядом значень температур: $t_{конд} := 64, 65 .. 100$

$y_{конд.}(t_{конд}) := linterp(t_{конденсації}, y, t_{конд})$

Функція визначення рівноважної концентрації пари у залежності від температури кипіння рідкої бінарної суміші із концентрацією x:

$y_{рівноважна}(x) := linterp(t_{конденсації}, y, t_{кип.}(x))$

Температура кипіння рідкої суміші, що подається на ректифікацію при $x_F = 0.232 \ \frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$

oC $\quad t_{кип.F} := t_{кип.}(x_F) = 80.516$

Температура конденсації парової суміші, що утворилась при кипінні рідкої суміші, яка подається на ректифікацію при $x_F = 0.232$ кмоль.А/кмоль.АВ

oC $\quad t_{конд.F} := t_{кип.F} = 80.516$

Рівноважна концентрація пари, що утворюється при кипінні рідкої суміші, яка подається на ректифікацію:

$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$ $y_{конд.}(t_{конд.F}) = 0.607$ або: $y_{F.рівноважна} := y_{рівноважна}(x_F) = 0.607$

Температура кипіння рідкої суміші при $x_W = 0.029 \frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$

oC $t_{кип.W} := t_{кип.}(x_W) = 95.534$

Температура конденсації парової суміші, що утворилась при кипінні рідкої суміші, яка подається на ректифікацію при $x_W = 0.029$ кмоль.А/кмоль.АВ

oC $t_{конд.W} := t_{кип.W} = 95.534$

Рівноважна концентрація пари, що утворюється при кипінні рідкої суміші, яка подається на ректифікацію:

$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$ $y_{конд.}(t_{конд.W}) = 0.155$ або: $y_{W.рівноважна} := y_{рівноважна}(x_W) = 0.155$

Температура кипіння рідкої суміші при $x_P = 0.882 \frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$

oC $t_{кип.P} := t_{кип.}(x_P) = 66.27$

Температура конденсації парової суміші, що утворилась при кипінні рідкої суміші, яка подається на ректифікацію при $x_W = 0.029$ кмоль.А/кмоль.АВ

oC $t_{конд.P} := t_{кип.P} = 66.27$

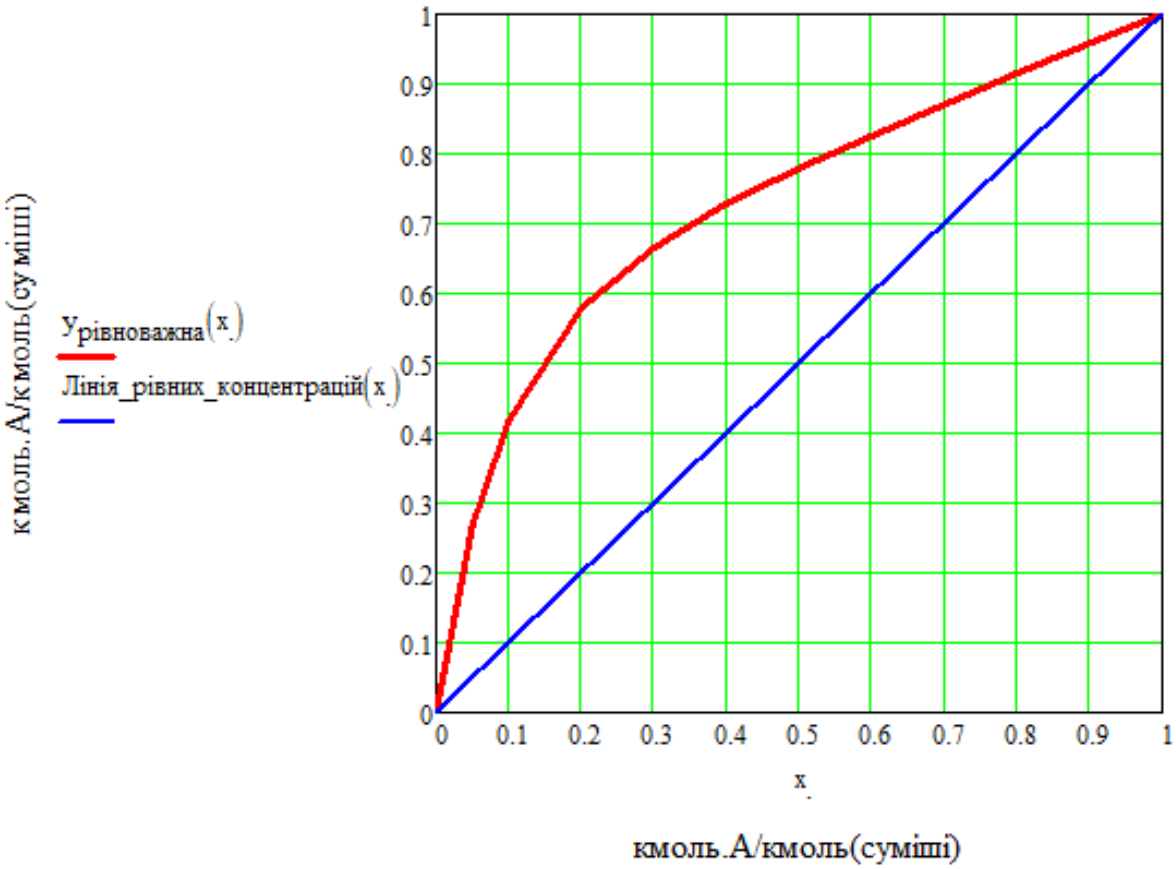
Рівноважна концентрація пари, що утворюється при кипінні рідкої суміші, яка подається на ректифікацію:

$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}}$ $y_{конд.}(t_{конд.P}) = 0.95$ або: $y_{P.рівноважна} := y_{рівноважна}(x_P) = 0.95$

На *y-x* діаграмі будуємо лінію рівних концентрацій (y_i=x_i) у вигляді функції:

$Лінія_рівних_концентрацій(x) := x$

а також лінію рівноваги: $y_{рівноважна}(x)$



Визначення оптимального флегмового числа

Враховуючи, що концентрації парової фази: $y_P := x_P = 0.882$

$y_W := x_W = 0.029$

мінімальне флегмове число:

$$R_{min} := \frac{y_P - y_{F.рівноважна}}{y_{F.рівноважна} - x_F} = \frac{0.882 - 0.607}{0.607 - 0.232} = 0.733$$

Задаємось рядом 10 значень коефіцієнта надлишку флегми: $\alpha = 1 < \frac{R(i)}{R_{min}} \le 2.6$

Кількість значень: $i := 1, 2 .. 16$

Діапазон значень коефіцієнта надлишку флегми із кроком $t := \frac{2 - 1}{10} = 0.1$

$\alpha(i) := 1 + t \cdot i$

Флегмове число при кожному зі значень коефіцієнта надлишку флегми:

$R(i) := \alpha(i) \cdot R_{min}$

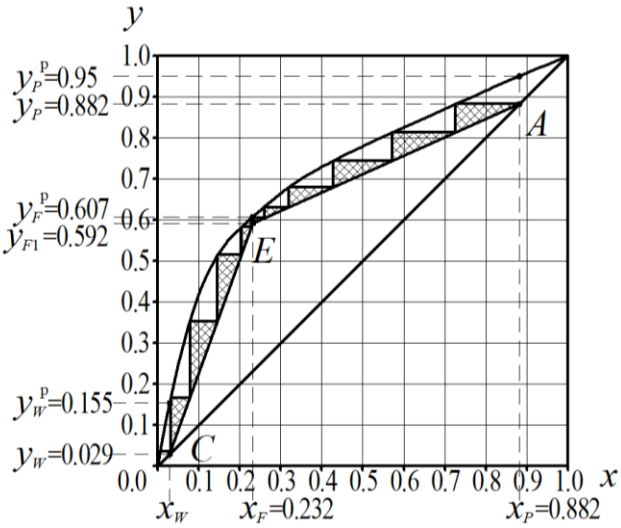
За рівнянням робочої лінії укріплювальної частини колони за постійної величини концентрації вхідної суміші (x_F=const) визначаємо відповідні значення концентрації низькокиплячого компонента у паровій фазі:

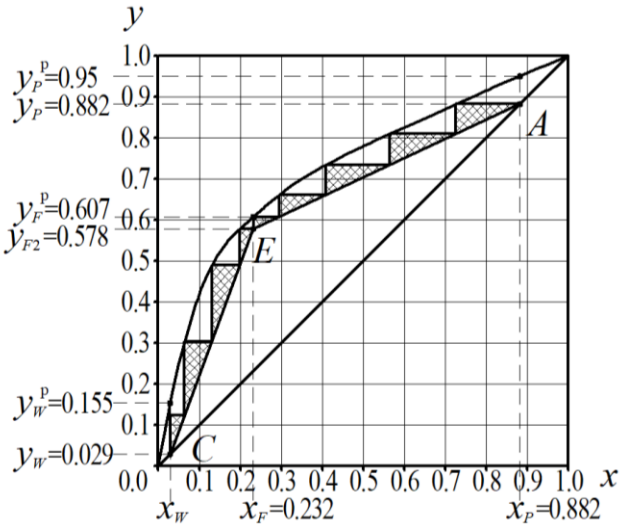
$$\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_{AB}} \quad y_F(i) := \frac{R(i)}{R(i)+1}\cdot x_F + \frac{x_P}{R(i)+1}$$

Одержані значення за результатами розрахунків:

$\alpha(i)$ =	$R(i)$ =	$y_F(i)$ = $\frac{\text{кмоль}_A}{\text{кмоль}_{AB}}$
1.1	0.806	0.592
1.2	0.88	0.578
1.3	0.953	0.565
1.4	1.026	0.553
1.5	1.099	0.542
1.6	1.173	0.531
1.7	1.246	0.521
1.8	1.319	0.512
1.9	1.393	0.504
2	1.466	0.496
2.1	1.539	0.488
2.2	1.613	0.481
2.3	1.686	0.474
2.4	1.759	0.468
2.5	1.832	0.461
2.6	1.906	0.456

На *y-x* діаграмі графічно визначаємо кількість тарілок, побудувавши робочі лінії для верхньої та нижньої частин колони при кожному зі значень флегмового числа:





$\alpha_1 := 1.1$

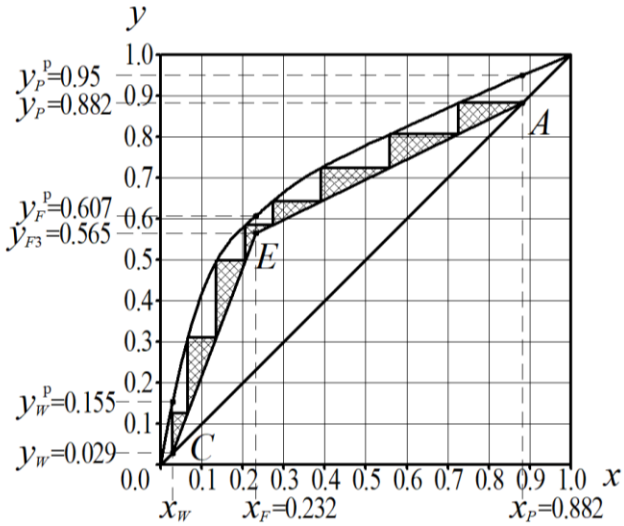
$R_1 := 0.808$

$$N_1 := 10 + \frac{0.26}{2.5} = 10.104$$

$\alpha_2 := 1.2$

$R_2 := 0.881$

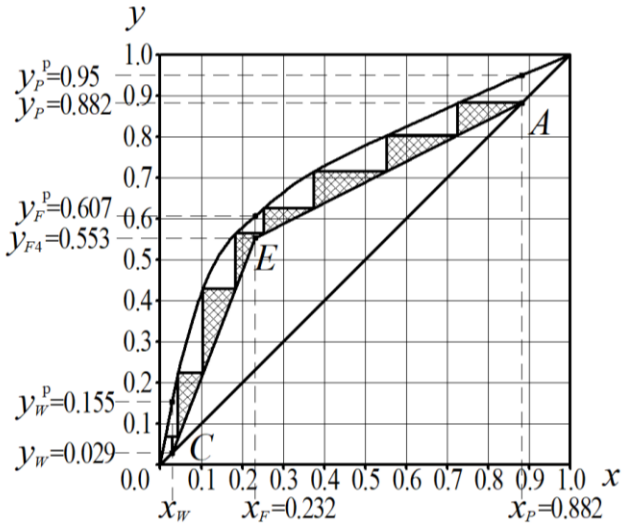
$$N_2 := 8 + \frac{3.52}{4.11} = 8.856$$



$\alpha_3 := 1.3$

$R_3 := 0.955$

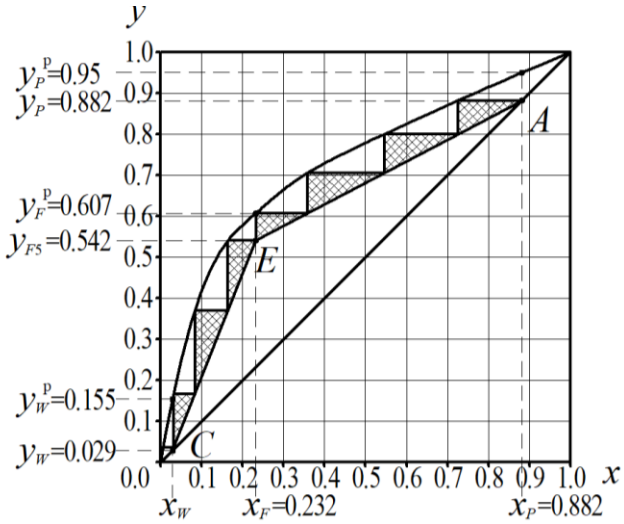
$$N_3 := 7 + \frac{3.69}{4.24} = 7.87$$



$\alpha_4 := 1.4$

$R_4 := 1.028$

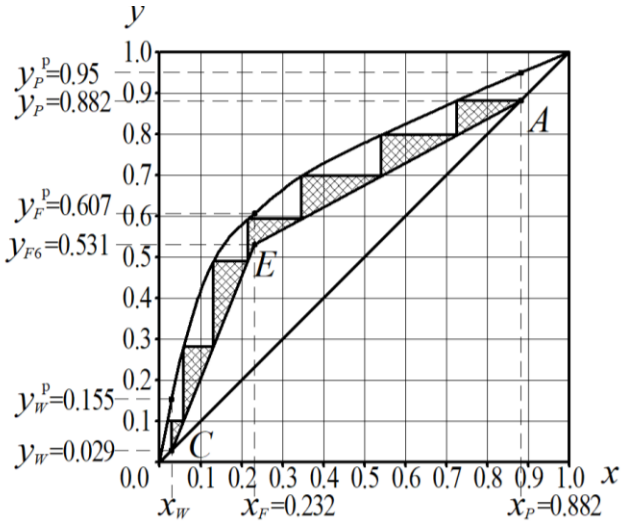
$$N_4 := 7 + \frac{1.5}{3.17} = 7.473$$



$\alpha_5 := 1.5$

$R_5 := 1.102$

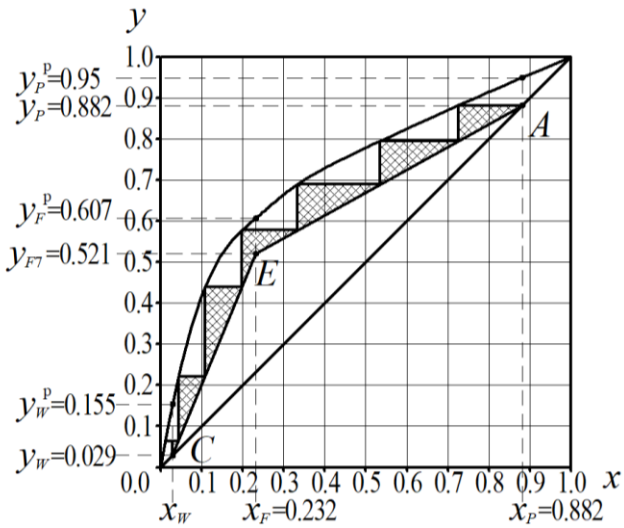
$$N_5 := 7 + \frac{0.27}{2.52} = 7.107$$



$\alpha_6 := 1.6$

$R_6 := 1.175$

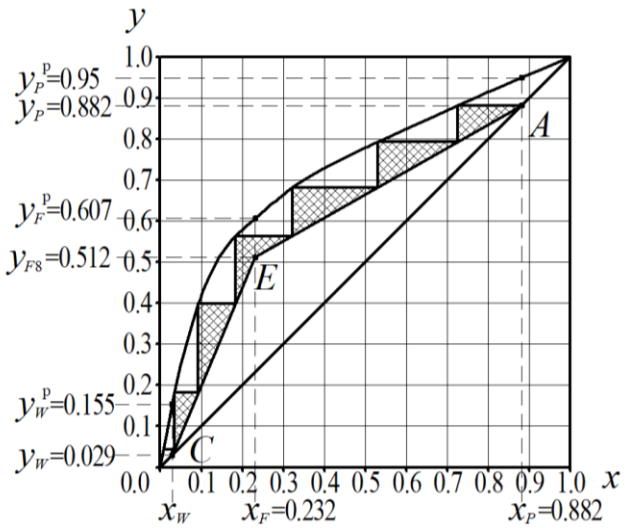
$$N_6 := 6 + \frac{2.91}{3.95} = 6.737$$



$\alpha_7 := 1.7$

$R_7 := 1.249$

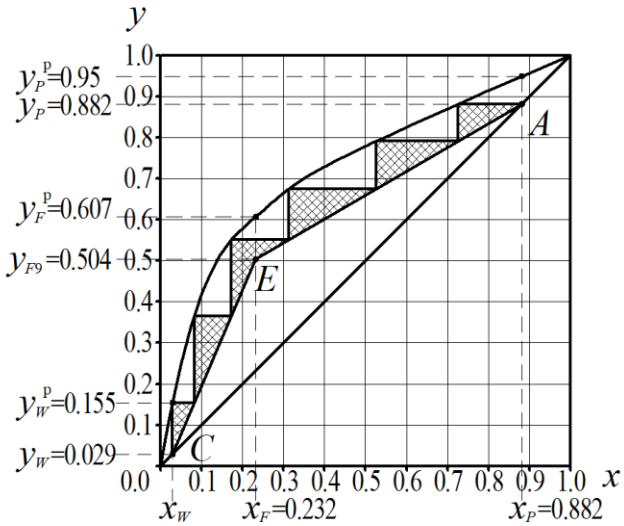
$$N_7 := 6 + \frac{1.44}{3.18} = 6.453$$



$\alpha_8 := 1.8$

$R_8 := 1.322$

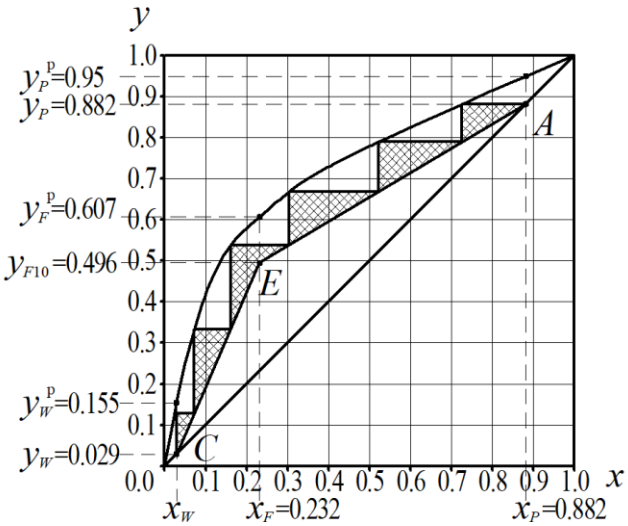
$$N_8 := 6 + \frac{0.58}{2.7} = 6.215$$



$\alpha_9 := 1.9$

$R_9 := 1.396$

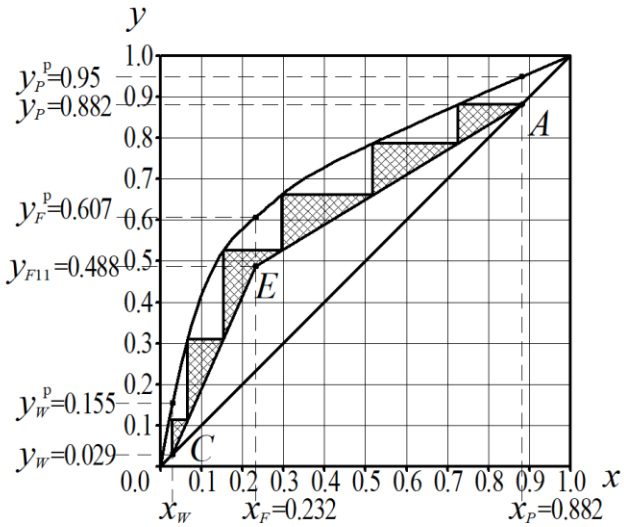
$$N_9 := 5 + \frac{5.32}{5.33} = 5.998$$



$\alpha_{10} := 2.0$

$R_{10} := 1.469$

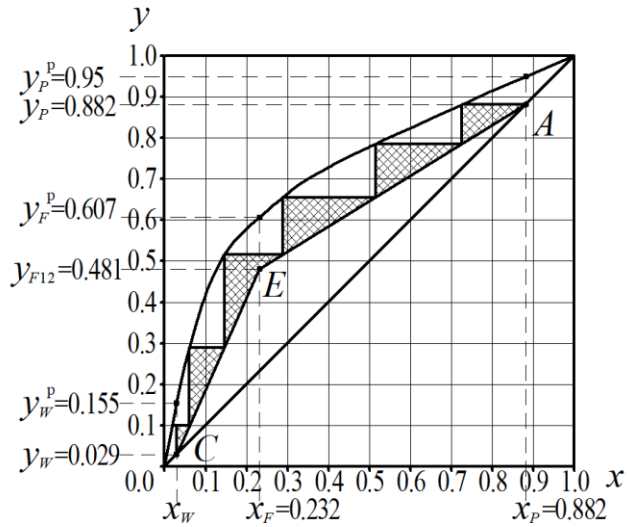
$$N_{10} := 5 + \frac{4.33}{4.84} = 5.895$$



$\alpha_{11} := 2.1$

$R_{11} := 1.543$

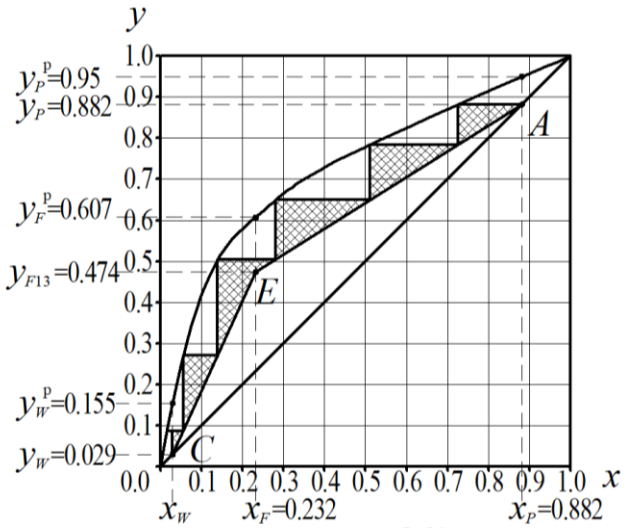
$$N_{11} := 5 + \frac{3.69}{4.51} = 5.818$$



$\alpha_{12} := 2.2$

$R_{12} := 1.616$

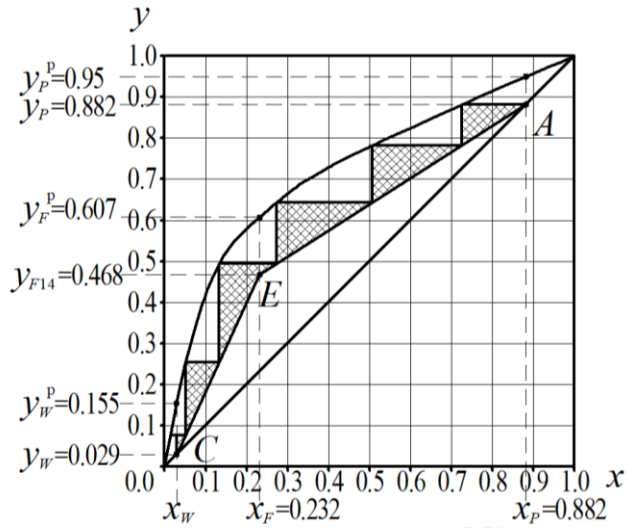
$$N_{12} := 5 + \frac{3.13}{4.21} = 5.743$$



$\alpha_{13} := 2.3$

$R_{13} := 1.69$

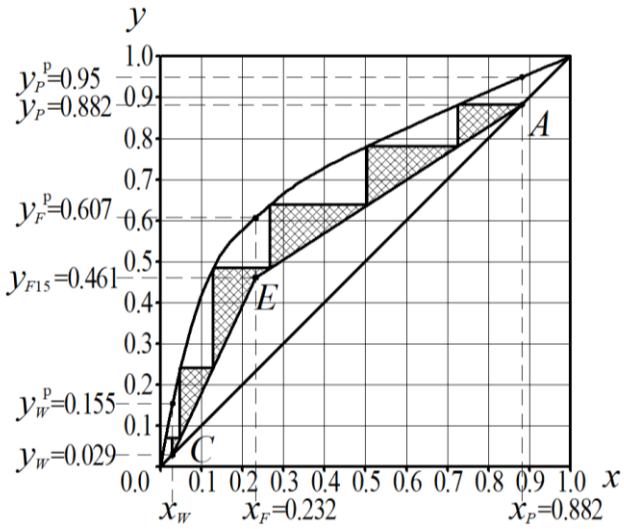
$$N_{13} := 5 + \frac{2.64}{3.95} = 5.668$$



$\alpha_{14} := 2.4$

$R_{14} := 1.763$

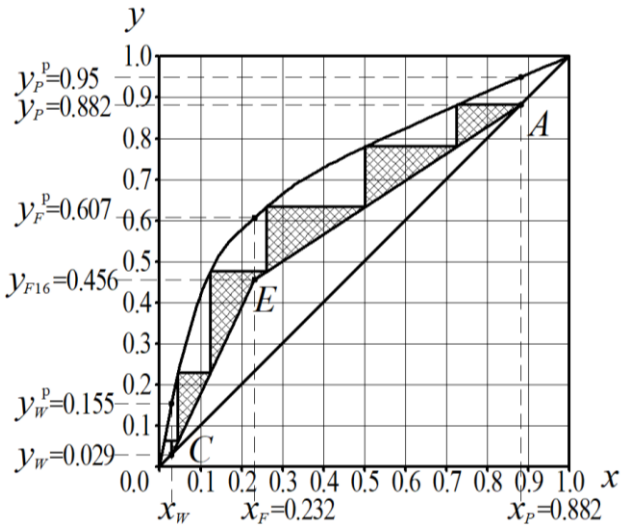
$$N_{14} := 5 + \frac{2.21}{3.71} = 5.596$$



$\alpha_{15} := 2.5$

$N_{15} := 5 + \frac{1.88}{3.52} = 5.534$

$R_{15} := 1.836$



$\alpha_{16} := 2.6$

$N_{16} := 5 + \frac{1.62}{3.37} = 5.481$

$R_{16} := 1.91$

$$N_T(i) := \begin{cases} N_1 & \text{if } i = 1 \\ N_2 & \text{if } i = 2 \\ N_3 & \text{if } i = 3 \\ N_4 & \text{if } i = 4 \\ N_5 & \text{if } i = 5 \\ N_6 & \text{if } i = 6 \\ N_7 & \text{if } i = 7 \\ N_8 & \text{if } i = 8 \\ N_9 & \text{if } i = 9 \\ N_{10} & \text{if } i = 10 \\ N_{11} & \text{if } i = 11 \\ N_{12} & \text{if } i = 12 \\ N_{13} & \text{if } i = 13 \\ N_{14} & \text{if } i = 14 \\ N_{15} & \text{if } i = 15 \\ N_{16} & \text{if } i = 16 \end{cases}$$

$N_T(i) =$

10.104
8.856
7.87
7.473
7.107
6.737
6.453
6.215
5.998
5.895
5.818
5.743
5.668
5.596
5.534
5.481

Побудуємо графік залежності $Nт_i(R_i+1)$ від R_i графічно оптимальне значення флегмового числа

$\alpha(i)$ =	$R(i)$ =	$N_T(i)\cdot(R(i)+1)$
1.1	0.806	18.251
1.2	0.88	16.647
1.3	0.953	15.37
1.4	1.026	15.142
1.5	1.099	14.921
1.6	1.173	14.638
1.7	1.246	14.494
1.8	1.319	14.415
1.9	1.393	14.352
2	1.466	14.536
2.1	1.539	14.774
2.2	1.613	15.005
2.3	1.686	15.225
2.4	1.759	15.44
2.5	1.832	15.675
2.6	1.906	15.926

Мінімальний екстремум за результатами графічної побудови буде при α_i=1.9, тому оптимальне значення коефіцієнта надлишку флегми буде: $\alpha_{опт} := 1.9$

Оптимальне значення флегмового числа:

$R_{опт} := \alpha_{опт}\cdot R_{min} = 1.9\cdot 0.733 = 1.393$

Визначення середнього навантаження верхньої (укріплюючої) та нижньої (вичерпної) частини колони за рідкою фазою (рідкою бінарною сумішшю)

Середній мольний склад рідкої бінарної суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad x_{сер.в} := \frac{x_P + x_F}{2} = \frac{0.882 + 0.232}{2} = 0.557$$

Середній мольний склад рідкої бінарної суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad x_{сер.н} := \frac{x_F + x_W}{2} = \frac{0.232 + 0.029}{2} = 0.131$$

Середня мольна маса рідкої бінарної суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{кмоль_{AB}} \quad M_{L.сер.в} := x_{сер.в} \cdot M_A + \left(1 - x_{сер.в}\right) \cdot M_B = 0.557 \cdot 32.04 + (1 - 0.557) \cdot 18.01528 = 25.827$$

Середня мольна маса рідкої бінарної суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{кмоль_{AB}} \quad M_{L.сер.н} := x_{сер.н} \cdot M_A + \left(1 - x_{сер.н}\right) \cdot M_B = 0.131 \cdot 32.04 + (1 - 0.131) \cdot 18.01528 = 19.853$$

Середні масові витрати рідкої бінарної суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad L_{сер.в} := L_P \cdot R_{опт} \cdot \frac{M_{L.сер.в}}{M_P} = 0.477 \cdot 1.393 \cdot \frac{25.827}{30.385} = 0.565$$

Середні масові витрати рідкої бінарної суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad L_{сер.н} := L_P \cdot R_{опт} \cdot \frac{M_{L.сер.н}}{M_P} + L_F \cdot \frac{M_{L.сер.н}}{M_F} = 1.741$$

Визначення середнього навантаження верхньої (укріплюючої) та нижньої (вичерпної) частини колони за паровою фазою

Значення концентрації низькокиплячого компонента у паровій фазі:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad y_{F.} := \frac{R_{опт}}{R_{опт} + 1} \cdot x_F + \frac{x_P}{R_{опт} + 1} = 0.504$$

Середній мольний склад парової суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad y_{сер.в} := \frac{y_P + y_{F.}}{2} = \frac{0.882 + 0.504}{2} = 0.693$$

Середній мольний склад парової суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{кмоль_A}{кмоль_{AB}} \quad y_{сер.н} := \frac{y_{F.} + y_W}{2} = \frac{0.504 + 0.029}{2} = 0.267$$

Середня мольна маса парової суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{кмоль_{AB}} \quad M_{G.сер.в} := y_{сер.в} \cdot M_A + \left(1 - y_{сер.в}\right) \cdot M_B = 0.693 \cdot 32.04 + (1 - 0.693) \cdot 18.01528 = 27.734$$

Середня мольна маса парової суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{кмоль_{AB}} \quad M_{G.сер.н} := y_{сер.н} \cdot M_A + \left(1 - y_{сер.н}\right) \cdot M_B = 0.267 \cdot 32.04 + (1 - 0.267) \cdot 18.01528 = 21.76$$

Масові витрати парової суміші дорівнюють масовим витратам дистиляту:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{P.} := L_P = 0.477$$

Середні масові витрати парової суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{сер.в} := G_{P.} \cdot \left(R_{опт} + 1\right) \cdot \frac{M_{G.сер.в}}{M_P} = 0.477 \cdot (1.393 + 1) \cdot \frac{27.734}{30.385} = 1.042$$

Середні масові витрати парової суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{с} \quad G_{сер.н} := G_{P.} \cdot \left(R_{опт} + 1\right) \cdot \frac{M_{G.сер.н}}{M_P} = 0.477 \cdot (1.393 + 1) \cdot \frac{21.76}{30.385} = 0.817$$

Визначення швидкості пари та діаметра колони

Попередньо визначаються густини парової та рідкої бінарної суміші у верхній (укріплюючій) та у нижній (вичерпній) частинах колони.

Для цього за *t-x,y* діаграмою визначаються середні температури вичерпної та укріплюючої частин колони за середніми складами фаз:

Середня температура у верхній (укріплюючій) частині колони при $y_{сер.в} = 0.693$

$$oC \quad t_{y.сер.в} := t_{конд.}\left(y_{сер.в}\right) = 76.819$$

Середня температура у нижній (вичерпній) частині колони при $y_{сер.н} = 0.267$

$$oC \quad t_{y.сер.н} := t_{конд.}\left(y_{сер.н}\right) = 92.329$$

Густина парової суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \quad \rho_{G.в} := \frac{M_{G.сер.в}}{22.4} \cdot \frac{T_0}{T_0 + t_{y.сер.в}} = \frac{27.734}{22.4} \cdot \frac{273}{273 + 76.819} = 0.966$$

де $T_0 \equiv 273$ - температура в Кельвінах при 0 °С.

Густина парової суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \quad \rho_{G.н} := \frac{M_{G.сер.н}}{22.4} \cdot \frac{T_0}{T_0 + t_{y.сер.н}} = \frac{21.76}{22.4} \cdot \frac{273}{273 + 92.329000000000008} = 0.726$$

Об'ємні витрати парової суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{м_{AB}^3}{с} \quad V_{G.в} := \frac{G_{сер.в}}{\rho_{G.в}} = \frac{1.042}{0.966} = 1.079$$

Об'ємні витрати парової суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{м_{AB}^3}{с} \qquad V_{G.н} := \frac{G_{сер.н}}{\rho_{G.н}} = \frac{0.817}{0.726} = 1.125$$

Визначення густини рідкої бінарної суміші

$$t_{\rho.L} := (65 \quad 79 \quad 98.7)^T$$

$$\rho_{A.L.t} := (760 \quad 736 \quad 716)^T$$

$$\rho_{B.L.t} := (980.5 \quad 972 \quad 960)^T$$

$$\rho_{A.L}(t) := \mathrm{linterp}(t_{\rho.L}, \rho_{A.L.t}, t) \qquad \rho_{B.L}(t) := \mathrm{linterp}(t_{\rho.L}, \rho_{B.L.t}, t)$$

Густина низькокиплячого компонента при температурі вхідної суміші $t_{кип.F} = 80.516$

$$\frac{кг_A}{м_A^3} \qquad \rho_{A.F} := \rho_{A.L}(t_{кип.F}) = 734.461$$

Густина низькокиплячого компонента при температурі дистиляту $t_{кип.P} = 66.27$

$$\frac{кг_A}{м_A^3} \qquad \rho_{A.P} := \rho_{A.L}(t_{кип.P}) = 757.823$$

Густина низькокиплячого компонента при температурі кубового залишку $t_{кип.W} = 95.534$

$$\frac{кг_A}{м_A^3} \qquad \rho_{A.W} := \rho_{A.L}(t_{кип.W}) = 719.214$$

Густина висококиплячого компонента при температурі вхідної суміші $t_{кип.F} = 80.516$

$$\frac{кг_B}{м_B^3} \qquad \rho_{B.F} := \rho_{B.L}(t_{кип.F}) = 971.077$$

Густина висококиплячого компонента при температурі дистиляту $t_{кип.P} = 66.27$

$$\frac{кг_B}{м_B^3} \qquad \rho_{B.P} := \rho_{B.L}(t_{кип.P}) = 979.729$$

Густина висококиплячого компонента при температурі кубового залишку $t_{кип.W} = 95.534$

$$\frac{кг_B}{м_B^3} \qquad \rho_{B.W} := \rho_{B.L}(t_{кип.W}) = 961.929$$

Густина рідкої вихідної суміші що подається на ректифікацію при температурі $t_{кип.F} = 80.516$

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \qquad \rho_{L.F} := \frac{1}{\frac{X_F}{\rho_{A.F}} + \frac{1 - X_F}{\rho_{B.F}}} = \frac{1}{\frac{0.35}{734.461} + \frac{1 - 0.35}{971.077}} = 872.677$$

Густина рідкої суміші в дистиляті при температурі $t_{кип.P} = 66.27$

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \qquad \rho_{L.P} := \frac{1}{\frac{X_P}{\rho_{A.P}} + \frac{1 - X_P}{\rho_{B.P}}} = \frac{1}{\frac{0.93}{757.823} + \frac{1 - 0.93}{979.729}} = 770.032$$

Густина рідкої суміші в кубовому залишку при температурі $t_{кип.W} = 95.534$

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \qquad \rho_{L.W} := \frac{1}{\frac{X_W}{\rho_{A.W}} + \frac{1 - X_W}{\rho_{B.W}}} = \frac{1}{\frac{0.05}{719.214} + \frac{1 - 0.05}{961.929}} = 945.967$$

Середня густина рідкої суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \qquad \rho_{L.в} := \frac{\rho_{L.F} + \rho_{L.P}}{2} = \frac{872.677 + 770.032}{2} = 821.355$$

Середня густина рідкої суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \qquad \rho_{L.н} := \frac{\rho_{L.F} + \rho_{L.W}}{2} = \frac{872.677 + 945.967}{2} = 909.322$$

Середня густина рідкої суміші в колоні:

$$\frac{кг_{AB}}{м_{AB}^3} \qquad \rho_{L} := \frac{\rho_{L.в} + \rho_{L.н}}{2} = \frac{821.355 + 909.322}{2} = 865.339$$

Гранична швидкість пари для сітчастої тарілки у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{м}{с} \qquad w_{max.в} := 0.05 \cdot \sqrt{\frac{\rho_{L.в}}{\rho_{G.в}}} = 0.05 \cdot \sqrt{\frac{821.355}{0.966}} = 1.458$$

Приймаємо робочу швидкість пари у верхній (укріплюючій) частині колони на 10% меншою:

$$\frac{м}{с} \qquad w_{в.} := w_{max.в} \cdot \frac{(100 - 10)}{100} = 1.458 \cdot \frac{100 - 10}{100} = 1.312$$

Гранична швидкість пари для сітчастої тарілки у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{м}{с} \qquad w_{max.н} := 0.05 \cdot \sqrt{\frac{\rho_{L.н}}{\rho_{G.н}}} = 0.05 \cdot \sqrt{\frac{909.322}{0.726}} = 1.77$$

Приймаємо робочу швидкість пари у нижній (вичерпній) частині колони на 10% меншою:

$$\frac{м}{с} \qquad w_{н.} := w_{max.н} \cdot \frac{(100 - 10)}{100} = 1.77 \cdot \frac{100 - 10}{100} = 1.593$$

Із рівняння об'ємних витрат діаметр колони:

- верхньої (укріплюючої) частини:

$$м \quad D_в := \sqrt{\frac{4 \cdot V_{G.в}}{\pi \cdot w_{в.}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.079}{3.14 \cdot 1.312}} = 1.024$$

- нижньої (вичерпної) частини:

$$м \quad D_н := \sqrt{\frac{4 \cdot V_{G.н}}{\pi \cdot w_{н.}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.125}{3.14 \cdot 1.593}} = 0.948$$

де $\pi \equiv 3.14$

Приймаємо стандартний діаметр для обох частин колони: $D := 1$ м

Вибір типу і виконання тарілки

діаметр отворів тарілки $d_o := 3 \cdot 10^{-3}$ м

робочий переріз тарілки $F_p := 0.713$ $м^2$

крок між отворами тарілки $t_т := 10 \cdot 10^{-3}$ м

відносний вільний переріз тарілки $F_{в.в} := 8$ %

переріз переливу тарілки $F_{пер} := 0.036$ $м^2$

периметр зливу $L_з := 0.8$ м

Вільний переріз тарілки:

$$м^2 \quad F_в := F_p \cdot \frac{F_{в.в}}{100} = 0.713 \cdot \frac{8}{100} = 0.057$$

Швидкість пари в отворах тарілки у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{м}{с} \quad w_{o.G.в.} := \frac{V_{G.в}}{F_в} = \frac{1.079}{0.057} = 18.93$$

Швидкість пари в отворах тарілки у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{м}{с} \quad w_{o.G.н.} := \frac{V_{G.н}}{F_в} = \frac{1.125}{0.057} = 19.737$$

Об'ємні витрати рідкої суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{м^3}{с} \quad V_{L.в.} := \frac{L_{сер.в}}{\rho_{L.в}} = \frac{0.565}{821.355} = 6.879 \times 10^{-4}$$

Об'ємні витрати рідкої суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{м^3}{с} \quad V_{L.н.} := \frac{L_{сер.н}}{\rho_{L.н}} = \frac{1.741}{909.322} = 1.915 \times 10^{-3}$$

Лінійна густина зрошування рідкої суміші у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{м^3}{м \cdot с} \quad q_{в.} := \frac{V_{L.в.}}{L_з} = \frac{6.879 \cdot 10^{-4}}{0.8} = 8.599 \times 10^{-4}$$

Лінійна густина зрошування рідкої суміші у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{м^3}{м \cdot с} \quad q_{н.} := \frac{V_{L.н.}}{L_з} = \frac{1.915 \cdot 10^{-3}}{0.8} = 2.394 \times 10^{-3}$$

Швидкість пари, віднесена до робочої площі тарілки у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{м}{с} \quad W_{G.в} := \frac{V_{G.в}}{F_p} = \frac{1.079}{0.713} = 1.513$$

Швидкість пари, віднесена до робочої площі тарілки у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{м}{с} \quad W_{G.н} := \frac{V_{G.н}}{F_p} = \frac{1.125}{0.713} = 1.578$$

Визначення динамічної в'язкості речовин

Температура для інтерполяції

°C $t_{\mu} := (20\ \ 30\ \ 40\ \ 50\ \ 60\ \ 80)^T$

Динамічна в'язкість метанолу

мПа·с $\mu_{A.} := (0.584\ \ 0.51\ \ 0.45\ \ 0.396\ \ 0.351\ \ 0.29)^T$

Динамічна в'язкість води

мПа·с $\mu_{B.} := (1\ \ 0.801\ \ 0.656\ \ 0.549\ \ 0.469\ \ 0.357)^T$

Па·с $\mu_{A.}(t_i) := \mathrm{linterp}(t_{\mu}, \mu_{A.}, t_i) \cdot 10^{-3}$

Па·с $\mu_{B.}(t_i) := \mathrm{linterp}(t_{\mu}, \mu_{B.}, t_i) \cdot 10^{-3}$

Для визначення в'язкості рідини за t-x,y діаграмою визначається середня температура рідини у верхній (укріплюючій) частині колони та у нижній (вичерпній):

Середня температура рідкої фази у верхній (укріплюючій) частині колони при мольній консентрації рідкої фази $x_{сер.в} = 0.557$

oC $t_{x.сер.в} := t_{кип.}(x_{сер.в}) = 72.017$

Середня температура рідкої фази у верхній (укріплюючій) частині колони при мольній консентрації рідкої фази $x_{сер.в} = 0.557$

oC $t_{x.сер.н} := t_{кип.}(x_{сер.н}) = 85.84$

В'язкість при середній температурі $t_{x.сер.в} = 72.017$ °C у верхній (укріплюючій) частині колони:

- низькокиплячого компоненту: $\mu_{A.в} := \mu_{A.}(t_{x.сер.в}) = 3.143 \times 10^{-4}$ Па·с

- висококиплячого компоненту: $\mu_{B.в} := \mu_{B.}(t_{x.сер.в}) = 4.017 \times 10^{-4}$ Па·с

В'язкість при середній температурі $t_{y.сер.н} = 92.329$ °C у нижній (вичерпній) частині колони:

- низькокиплячого компоненту: $\mu_{A.н} := \mu_{A.}(t_{x.сер.н}) = 2.722 \times 10^{-4}$ Па·с

- висококиплячого компоненту: $\mu_{B.н} := \mu_{B.}(t_{x.сер.н}) = 3.243 \times 10^{-4}$ Па·с

В'язкість рідкої суміші при середній температурі $t_{y.сер.в} = 76.819$ °C у верхній (укріплюючій) частині колони:

Па·с $\mu_{AB.в} := \mu_{A.в}^{x_{сер.в}} \cdot \mu_{B.в}^{1-x_{сер.в}} = \left(3.143 \cdot 10^{-4}\right)^{0.557} \cdot \left(4.017 \cdot 10^{-4}\right)^{1-0.557} = 3.504 \times 10^{-4}$

В'язкість рідкої суміші при середній температурі $t_{y.сер.н} = 92.329$ °C у нижній (вичерпній) частині колони:

Па·с $\mu_{AB.н} := \mu_{A.н}^{x_{сер.н}} \cdot \mu_{B.н}^{1-x_{сер.н}} = \left(2.722 \cdot 10^{-4}\right)^{0.131} \cdot \left(3.243 \cdot 10^{-4}\right)^{1-0.131} = 3.169 \times 10^{-4}$

Визначення поверхневого натягу речовин

Температура для інтерполяції

$$t_\sigma := (73 \quad 91.8)^T \quad °C$$

Поверхневий натяг метанолу

$$\sigma_{A.} := (18.2 \quad 16.48)^T \quad \frac{Н}{м}$$

Поверхневий натяг води

$$\sigma_{B.} := (63.8 \quad 60.4)^T \quad \frac{Н}{м}$$

$$\frac{Н}{м} \qquad \sigma_{A.}(t_i) := \mathrm{linterp}(t_\sigma, \sigma_{A.}, t_i) \cdot 10^{-3}$$

$$\frac{Н}{м} \qquad \sigma_{B.}(t_i) := \mathrm{linterp}(t_\sigma, \sigma_{B.}, t_i) \cdot 10^{-3}$$

Поверхневий натяг при середній температурі $t_{х.сер.в} = 72.017$ °C у верхній (укріплюючій) частині колони:

- низькокиплячого компоненту: $\sigma_{A.в} := \sigma_{A.}(t_{х.сер.в}) = 0.018 \ \frac{Н}{м}$

- висококиплячого компоненту: $\sigma_{B.в} := \sigma_{B.}(t_{х.сер.в}) = 0.064 \ \frac{Н}{м}$

Поверхневий натяг при середній температурі $t_{х.сер.н} = 85.84$ °C у нижній (вичерпній) частині колони:

- низькокиплячого компоненту: $\sigma_{A.н} := \sigma_{A.}(t_{х.сер.н}) = 0.017 \ \frac{Н}{м}$

- висококиплячого компоненту: $\sigma_{B.н} := \sigma_{B.}(t_{х.сер.н}) = 0.061 \ \frac{Н}{м}$

Висота шару рідини на тарілці у верхній (укріплюючій) частині колони:

де $\mu_х$ підставляється у мПа·с

Приймаємо висоту переливної перегородки: $h_{пер} := 40 \cdot 10^{-3}$ м

Показник степеня: $m := 0.05 - 4.6 \cdot h_{пер} = -0.134$

$$м \qquad h_{L.в} := 0.787 \cdot q_{в.}^{0.2} \cdot h_{пер}^{0.56} \cdot W_{G.в}^{m} \cdot \left[1 - 0.31 \cdot e^{\left[-0.11 \cdot \left(\mu_{AB.в} \cdot 10^3\right)\right]}\right] \cdot \left(\frac{\sigma_{A.в}}{\sigma_{B.в}}\right)^{0.09} = 0.019$$

Висота шару рідини на тарілці у нижній (вичерпній) частині колони:

$$м \qquad h_{L.н} := 0.787 \cdot q_{н.}^{0.2} \cdot h_{пер}^{0.56} \cdot W_{G.н}^{m} \cdot \left[1 - 0.31 \cdot e^{\left[-0.11 \cdot \left(\mu_{AB.н} \cdot 10^3\right)\right]}\right] \cdot \left(\frac{\sigma_{A.н}}{\sigma_{B.н}}\right)^{0.09} = 0.023$$

Мінімальна швидкість пари в отворах тарілки:

- у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$\frac{м}{с} \quad w_{G.в.min} := \frac{2}{3} \cdot F_в \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot \rho_{L.в} \cdot h_{L.в}}{\rho_{G.в} \cdot \zeta}} = \frac{2}{3} \cdot 0.057 \cdot \sqrt{\frac{2 \cdot 9.81 \cdot 821.355 \cdot 0.019}{0.966 \cdot 1.82}} = 0.501$$

де $\zeta \equiv 1.82$ - коефіцієнт гідравлічного опору сухої тарілки

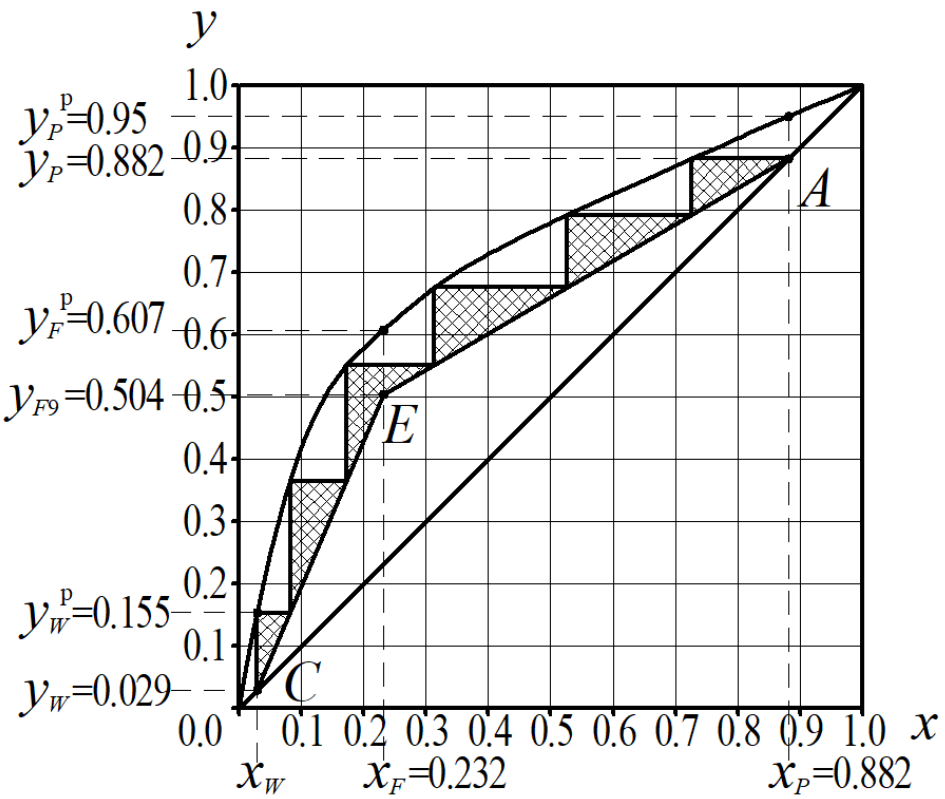
$g \equiv 9.81$

- у нижній (вичерпній) частині колони:

$$\frac{м}{с} \quad w_{G.н.min} := \frac{2}{3}\cdot F_в\cdot\sqrt{\frac{2\cdot g\cdot\rho_{L.н}\cdot h_{L.н}}{\rho_{G.н}\cdot\zeta}} = \frac{2}{3}\cdot 0.057\cdot\sqrt{\frac{2\cdot 9.81\cdot 909.322\cdot 0.023}{0.726\cdot 1.82}} = 0.67$$

<u>Визначення необхідної кількості тарілок у колоні</u>

Для розрахунку кількості тарілок використаємо графічний метод, за яким на у-х діаграмі будуються сходинки між робочою та рівноважною лініями, що дає змогу визначити теоретичну кількість тарілок при оптимальному значенні флегмового числа $R_{опт} = 1.393$



За результатами графічної побудови загальна кількість теоретичних тарілок: $n_т := 6$
Зокрема:

- у нижній (вичерпній) частині колони: $n_{т.н} := 3$
- у верхній (укріплюючій) частині колони: $n_{т.в} := 3$

Дійсне значення необхідної кількості тарілок визначається з урахуванням коефіцієнта корисної дії тарілки $\eta := 0.75$

Дійсна кількість теоретичних тарілок з урахуванням коефіцієнта еорисної дії тарілки:

- у нижній (вичерпній) частині колони: $n_{д.н} := \frac{n_{т.н}}{\eta} = \frac{3}{0.75} = 4$
- у верхній (укріплюючій) частині колони: $n_{д.в} := \frac{n_{т.в}}{\eta} = \frac{3}{0.75} = 4$

Загальна кількість дійсних тарілок у ректифікаційній колоні:

одиниць $n_{д.заг.} := n_{д.н} + n_{д.в} = 4 + 4 = 8$

Визначення висоти колони

Визначення висоти сепараційного простору проводиться з урахуванням допустимого виносу крапель (бризковинесення) з тарілки, який приймається 0.1 кг рідини на 1 кг пари для сітчатих тарілок.
Допустимий винос крапель (бризковинесення):

$$\frac{кг_{рідини}}{кг_{пари}} \qquad e_{крап.} := 0.1$$

Висота сепараційного простору для верхньої (укріплюючої) частини колони:

$$м \quad h_{с.в} := \frac{W_{G.в}}{\sqrt[3]{\frac{e_{крап.}}{7.7\cdot 10^{-5}\cdot\frac{73}{\sigma_{A.в}\cdot 10^{3}}}}} = \frac{1.513}{\sqrt[3]{\frac{0.1}{7.7\cdot 10^{-5}\cdot\frac{73}{0.018\cdot 10^{3}}}}} = 0.221$$

Висота сепараційного простору для нижньої (вичерпної) частини колони:

$$м \quad h_{с.н} := \frac{W_{G.н}}{\sqrt[3]{\frac{e_{крап.}}{7.7\cdot 10^{-5}\cdot\frac{73}{\sigma_{A.н}\cdot 10^{3}}}}} = \frac{1.578}{\sqrt[3]{\frac{0.1}{7.7\cdot 10^{-5}\cdot\frac{73}{0.017\cdot 10^{3}}}}} = 0.235$$

Критерій Фруда для верхньої (укріплюючої) частини колони:

$$Fr_{в} := \frac{W_{G.в}^{2}}{g\cdot h_{L.в}} = \frac{1.513^{2}}{9.81\cdot 0.019} = 12.282$$

Критерій Фруда для нижньої (вичерпної) частини колони:

$$Fr_{н} := \frac{W_{G.н}^{2}}{g\cdot h_{L.н}} = \frac{1.578^{2}}{9.81\cdot 0.023} = 11.036$$

Газовміст барботажного шару для верхньої (укріплюючої) частини колони:

$$\varepsilon_{в} := \frac{\sqrt{Fr_{в}}}{1+\sqrt{Fr_{в}}} = \frac{\sqrt{12.282}}{1+\sqrt{12.282}} = 0.778$$

Газовміст барботажного шару для нижньої (вичерпної) частини колони:

$$\varepsilon_{н} := \frac{\sqrt{Fr_{н}}}{1+\sqrt{Fr_{н}}} = \frac{\sqrt{11.036}}{1+\sqrt{11.036}} = 0.769$$

Висота газорідинного шару у верхній (укріплюючої) частині колони:

$$м \quad h_{п.в} := \frac{h_{L.в}}{1-\varepsilon_{в}} = \frac{0.019}{1-0.778} = 0.086$$

Висота газорідинного шару у нижній (вичерпній) частині колони:

$$м \quad h_{п.н} := \frac{h_{L.н}}{1 - \varepsilon_н} = \frac{0.023}{1 - 0.769} = 0.1$$

Відстань між тарілками у верхній (укріплюючої) частині колони:

$$м \quad h_в := h_{п.в} + h_{с.в} = 0.086 + 0.221 = 0.307$$

Відстань між тарілками у нижній (вичерпній) частині колони:

$$м \quad h_н := h_{п.н} + h_{с.н} = 0.1 + 0.235 = 0.335$$

Відстань між тарілками приймається однаковою для всієї колони з округленням до 100 мм:

$$м \quad h := \mathrm{round}\left(\max\left(\frac{\mathrm{ceil}(h_в \cdot 10)}{10}, \frac{\mathrm{ceil}(h_н \cdot 10)}{10}\right), 1\right) = 0.4$$

Загальна висота ректифікаційної колони

$$м \quad H_{колони} := (n_{д.заг.} - 1) \cdot h + H_в + H_н = (8 - 1) \cdot 0.4 + 0.6 + 1.5 = 4.9$$

де $H_в \equiv 0.6$ м -- відстань між верхньою тарілкою і кришкою колони

$H_н \equiv 1.5$ м -- відстань між нижньою тарілкою і днищем колони

<u>Визначення гідравлічного опору колони</u>

Гідравлічний опір сухої тарілки у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$Па \quad \Delta P_{с.т.в} := \zeta \cdot \frac{w_{o.G.в.}^2 \cdot \rho_{G.в}}{2} = 1.82 \cdot \frac{18.93^2 \cdot 0.966}{2} = 315.007$$

Гідравлічний опір сухої тарілки у нижній (вичерпній) частині колони:

$$Па \quad \Delta P_{с.т.н} := \zeta \cdot \frac{w_{o.G.н.}^2 \cdot \rho_{G.н}}{2} = 1.82 \cdot \frac{19.737^2 \cdot 0.726}{2} = 257.36$$

Гідравлічний опір, що зумовлений силами поверхневого натягу рідкої фізи у верхній (укріплюючій) частині колони:

$$Па \quad \Delta P_{\sigma.в} := \frac{4 \cdot \sigma_{A.в}}{d_o} = \frac{4 \cdot 0.018}{3 \cdot 10^{-3}} = 24$$

Гідравлічний опір, що зумовлений силами поверхневого натягу рідкої фізи у нижній (вичерпній) частині колони:

$$Па \quad \Delta P_{\sigma.н} := \frac{4 \cdot \sigma_{A.н}}{d_o} = \frac{4 \cdot 0.017}{3 \cdot 10^{-3}} = 22.667$$

Статичний тиск шару рідини без урахування перевищення рідини на тарілці у верхній (укріплюючій) частині колони:

Па $\Delta P_{ст.в} := 1.3 \cdot K' \cdot h_{пер} \cdot \rho_{L.в} \cdot g = 1.3 \cdot 0.5 \cdot 40 \cdot 10^{-3} \cdot 821.355 \cdot 9.81 = 209.495$

Статичний тиск шару рідини без урахування перевищення рідини на тарілці у нижній (вичерпній) частині колони:

Па $\Delta P_{ст.н} := \frac{4 \cdot \sigma_{A.н}}{d_o} = \frac{4 \cdot 0.017}{3 \cdot 10^{-3}} = 22.667$

$K' \equiv 0.5$ -- відносна густина парорідинного шару на тарілці (приймають у межах 0.4-0.6)

Повний гідравлічний опір однієї тарілки у верхній (укріплюючій) частині колони:

Па $\Delta P_{т.в} := \Delta P_{с.т.в} + \Delta P_{\sigma.в} + \Delta P_{ст.в} = 315.007 + 24 + 209.495 = 548.502$

Повний гідравлічний опір однієї тарілки у нижній (вичерпній) частині колони:

Па $\Delta P_{т.н} := \Delta P_{с.т.н} + \Delta P_{\sigma.н} + \Delta P_{ст.н} = 257.36 + 22.667 + 22.667 = 302.694$

Загальний гідравлічний опір верхньої (укріплюючої) частини колони:

Па $\Delta P_{в} := \Delta P_{т.в} \cdot n_{д.в} = 548.502 \cdot 4 = 2.194 \times 10^{3}$

Загальний гідравлічний опір нижньої (вичерпної) частини колони:

Па $\Delta P_{н} := \Delta P_{т.н} \cdot n_{д.н} = 302.694 \cdot 4 = 1.211 \times 10^{3}$

Загальний гідравлічний опір ректифікаційної колони:

Па $\Delta P_{колони} := \Delta P_{в} + \Delta P_{н} = 2.194 \cdot 10^{3} + 1.211 \cdot 10^{3} = 3.405 \times 10^{3}$

8.6.8. Контрольні запитання

1. Який фізичний зміст процесу ректифікації?
2. У чому полягає фізична модель процесу ректифікації?
3. Яким чином за ізобарами температур кипіння-конденсації бінарної суміші будується лінія рівноваги бінарної суміші?
4. Проаналізувати *t-x, y* діаргаму та пояснити яким чином визначається склад рідкої та парової бінарної суміші.
5. Який принцип роботи періодичної ректифікаційної установки?
6. Який принцип роботи безперервної ректифікаційної установки?
7. З якою метою при ректифікації колону поділяють на верхню (укріплюючу) із підведенням флегми та нижню (вичерпну)?

8. Навести рівняння матеріального балансу безперервної ректифікаційної колони.

9. Яким чином визначається робоча лінія для верхньої частини ректифікаційної колони?

10. Яким чином визначається робоча лінія для нижньої частини ректифікаційної колони?

11. Який принцип визначення числа ступенів зміни концентрації (числа теоретичних тарілок) для верхньої та нижньої частини ректифікаційної колони?

12. Обґрунтувати методику визначення мінімального флегмового числа.

13. Обґрунтувати методику визначення оптимального та дійсного флегмового числа.

14. Як впливає температура вихідної суміші на процес ректифікації?

15. Проаналізувати типові конструкції ректифікаційних колон.

8.7. Екстракція

8.7.1. Загальні положення

Екстракція – процес вилучення одного або декількох компонентів із твердих тіл чи розчинів за допомогою розчинника, що має селективну здатність.

Екстракція газу рідиною називається *фізичною абсорбцією*.

У хімічній технології найбільш поширена рідинно-рідинна екстракція. Екстракція з твердих тіл більше використовується в харчовій та біотехнологічній промисловості.

При екстракції суміші двох рідин чи твердих речовин додається розчинник селективної дії, який вибірково розчиняє один із компонентів. Суміш розчинника (екстрагента) із вилученим компонентом називається *екстрактом*.

Екстракт виводиться із системи і подається на регенерацію екстрагента (випаровування, дистиляція, ректифікація) для розділення екстрагента від готового продукту. Після цього екстрагент повертається до початку процесу.

Процес екстрагування водою називається *вилужуванням*.

Процес перенесення вилученої речовини до розчинника визначається законами дифузії і може бути проаналізований на засадах загальних закономірностей масопередачі.

8.7.2. Екстрагування рідин

При рідинній екстракції відбувається вилучення компонента з розчину за допомогою розчинника, *який не змішується з початковою рідкою сумішшю*.

Розчинник, що містить розчинену речовину – *екстракт* "E", суміш, що залишається після обробки – *рафінад* "R".

Екстракція дає *«сильне»* розділення сумішей і здійснюється *виходячи з хімічної природи компонентів*, а не їх фізичних властивостей (наприклад, парціальних тисків компонентів).

Після екстракції екстракт та рафінад розділяються відстоюванням або центрифугуванням і подаються на вилучення цільових компонентів та регенерацію. Регенерація проводиться ректифікацією.

Застосування рідинної екстракції

1. Замість ректифікації сумішей (коли близькі температури кипіння компонентів у суміші, суміші з малою відносною леткістю, суміші з високими температурами кипіння);
2. Для розділення сумішей, які не розділяються другими методами (термолабільні, азеотропні суміші);
3. Замість високовартісних хімічних методів розділення;
4. У лабораторній техніці.

Рівновага у процесі рідинної екстракції

Процес екстракції здійснюється до досягнення стану рівноваги, який визначає гранично допустиму концентрацію. Перехід речовини, що екстрагується з однієї фази до іншої підпорядковується законам масопередачі, розчинності, фазової рівноваги.

Стан рівноваги фаз характеризується законом розподілення:

$$y=f(x),$$

де y та x – концентрації цільового компонента в екстракті та рафінаді відповідно.

<u>*Закони розподілення*</u> – це емпіричні закони, які виражають залежність між концентраціями компонентів у різних фазах рівноважної системи.

Закон розподілення можна вивести, наприклад, із закону Генрі.

Відношення рівноважних концентрацій розподіленого між двома фазами компонента при постійній температурі є постійною величиною:

$$m=\frac{y^{\text{р}}}{x}; \qquad \psi=\frac{C_G}{C_L},$$

де m і ψ – коефіцієнти розподілення; $y^{\text{р}}$ – рівноважна концентрація цільового компонента у фазі G (екстракт); x – у фазі L.

Або у відносних концентраціях Y^p та X закон розподілення запишеться, як:

$$Y^p = A \cdot X.$$

Це рівняння прямої.

Для реальних сумішей, коли є дисоціація молекул, коефіцієнт розподілення є непостійним і залежить від температури і концентрації речовини, від хімічної будови і тому лінія рівноваги у координатах y–x (ізотропна екстракція) має форму кривої і будується за експериментальними даними.

Матеріальний баланс без урахування розчинності фаз можна записати, як:

$$G \cdot dy = -L \cdot dx.$$

Промислове застосування

Рідинна екстракція широко застосовується у промисловості.

При правильному виборі розчинника цей процес є більш економічним у порівнянні з ректифікацією та іншими видами розділення.

Приклади:

1. Вилучення урану з розчинів відповідної руди;
2. Вилучення ефіру у виробництві "СК" (синтетичного каучуку);
3. Вилучення капролактаму із лактаму сирцю;
4. Рафінування олив для змащування та з рослинних компонентів;
5. Екстракція фенолів із стічних вод, продуктів сухої перегонки вугілля;
6. Вилучення оцтової кислоти етил-ацетатом.

У конкретному випадку підбирається свій розчинник. При правильному виборі розчинника можна досягти "високого" ступеня розділення компонентів та одержати високу економічну ефективність.

Вимоги до розчинника:

1. Розчинник повинен вилучати тільки одну речовину, тобто *відрізнятися високою селективністю*;
2. *Мала розчинність* у вихідній суміші та рафінаді;

3. *Густина розчинника* повинна відрізнятися від густини початкового розчину, що забезпечить розчинення екстракту та рафінаду;

4. Високий *коефіцієнт розподілення* та *дифузії*, що зумовлює зменшення розмірів екстрактора;

5. *Хімічна пасивність* по відношенню до апаратури;

6. *Не токсичність* – не повинен залишати запаху та утворювати шкідливих для людини сполук;

7. *Низька температура замерзання* (для запобігання розморожування трубопроводів);

8. *Низька теплоємність*, *теплота випаровування*, *температура кипіння* (для зменшення енергії, що затрачається на відгонку);

9. *Негорючість*, *вибухобезпечність*;

10. *Низька вартість* та *доступність*.

Зазвичай у якості розчинника використовуються кислоти, спирти, складні ефіри, вуглеводні (бензин, толуол, пентан, сірковуглець та інші).

Рівновага у бінарних системах

Зазвичай у процесах екстракції мають справу із трьох компонентними системами (два компоненти, що потрібно розділити, та розчинник).

Двокомпонентна система є цікавою через те, що інколи для спрощення розрахунків можливо застосовувати умови повної нерозчинності компонентів. У цьому випадку використовують спрощену діаграму *Y–X*.

У процесах екстракції мають інтерес тільки рідинні системи *з обмеженою розчинністю*. При цьому утворюються дві фази, кожна з яких складається з насиченого розчину одного компонента в іншому. За правилом фаз для такої системи число компонентів K=2, число фаз Φ=2 і звідси: N=2+2-2, тобто два ступені свободи. Таким чином, умови рівноваги при P=const можливо представити у вигляді залежності $t=f(x)$ – склад суміші, розчинність є функцією температури, рисунок 8.58.

На рисунку 8.58 *а* наведено склади насичених фаз, що є рівноважними. Крива *QCK* – насичений розчин компонента "*B*" у компоненті "*A*". Крива *KDP* – насичений розчин компонента "*A*" у компоненті "*B*".

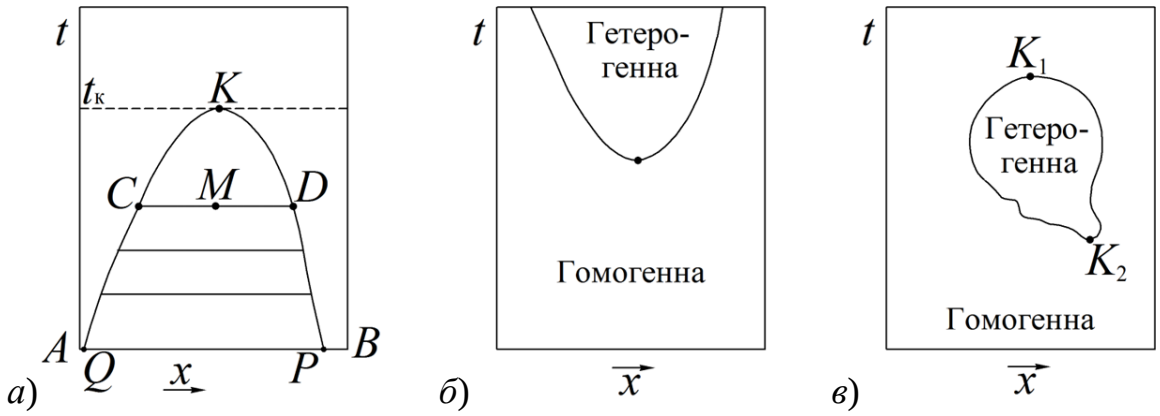


Рисунок 8.58. Розчинність – функція температури (для деяких систем): *а*) фенол–вода; *б*) вода–діетиламін; *в*) вода–нікотин

Із підвищенням температури концентрація насичення зростає і суміжні розчини (*Q* і *P*, *C* і *D*) мають однаковий склад. Точки *Q* і *P* співпадають, зникає поверхня розмежування при *критичній температурі* $t_к$ (точка "*K*"). Область, що розташована вище цієї точки, є *гомогенною* і компоненти *A* і *B* повністю розчиняються один в одному.

Розчин всередині області, обмежений кривою насичення *QKP*, або бінарною кривою може розшаровуватись. Наприклад, якщо суміш характеризується точкою "*M*", то вона може утворювати два насичені розчини *C* і *D*. Лінія *CD* – називається *конодою* (хорда рівноваги). Фази *C* і *D* – сполучені фази, тобто фази, які знаходяться у рівновазі. Кількість цих фаз знаходиться за правилом важеля з матеріального балансу:

$$M = C + D;$$

$$M \cdot x_{BM} = C \cdot x_{BC} + D \cdot x_{BD};$$

$$\frac{C}{D} = \frac{x_{BD} - x_{BM}}{x_{BM} - x_{BC}} = \frac{\overline{MD}}{\overline{CM}}.$$

Тобто, відношення мас фаз має обернено-пропорційне відрізкам хорди рівноваги.

Окрім розглянутої системи (фенол-вода) існують системи з нижньою критичною точкою (температура розчинення): вода-діетиламін, рисунок 8.58 *б* та із двома критичними температурами розчинення – вода-нікотин, рисунок 8.58 *в*.

Рівновага у потрійних системах

Зазвичай для екстракції застосовують потрійні системи, у яких екстракт і рафінад містять усі три компоненти – початковий розчинник *B*, цільовий компонент *A* і екстрагент (розчинник) *C*. У цьому випадку, склад сумішей являє собою рівносторонній трикутник.

Умовно розглянемо зміну концентрацій за стрілкою годинника, рисунок 8.59.

Вершини трикутника відповідають чистим компонентам *A*, *B* і *C*. Сторони трикутника характеризують бінарні суміші *B*+*A*, *A*+*C*, *C*+*B*. Так, точка *D* на стороні *AC* характеризує бінарну суміш компонентів *C* (відрізок *AD*) і *B* (відрізок *DC*), кількість яких визначається за правилом важеля. Будь-яка точка *M* (M_i) всередині трикутника *ABC* характеризує потрійну суміш, склад якої визначають через властивості трикутної діаграми. Сума відрізків x_A, x_B та x_C, які відтинаються на сторонах прямими, проведеними паралельно сторонам із точки *M*, постійна і дорівнює стороні. Якщо, для прикладу, прийняти сторону *BA*=1, то для точки *M* (x_B+ x_A+ x_C=1.0)...

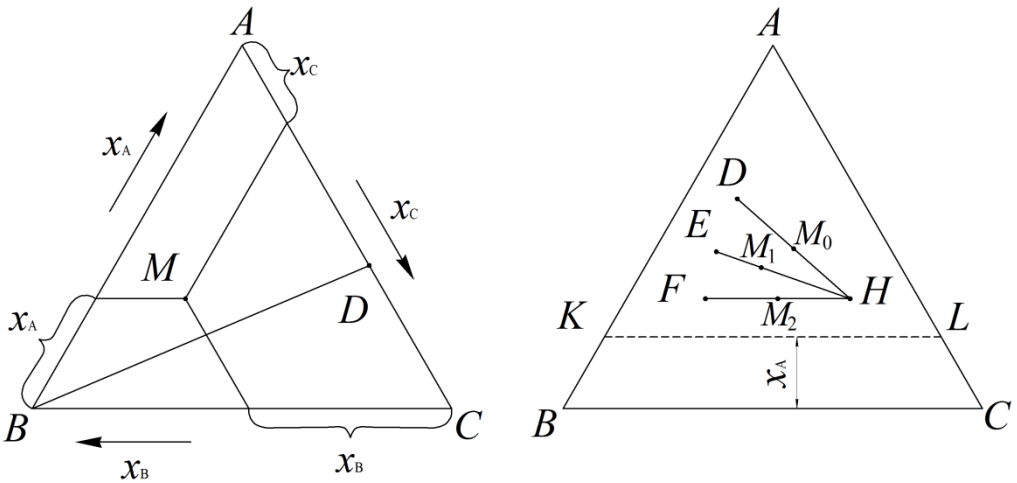


Рисунок 8.59. Потрійні системи для екстракції

Якщо змішувати два трикомпонентні розчини, що характеризуються точками *D* і *H*, то отримаємо суміш, яка характеризується точкою *M*, що лежить на прямій *DH*, що з'єднує ці точки.

Склад розчинів розраховується за правилом важеля:

$$\frac{G_D}{G_H} = \frac{D}{H} = \frac{\overline{MH}}{\overline{DM}}.$$

З іншої сторони, якщо суміш точки *M* розшаровується на суміші *D* та *H*, то *всі три точки M, D і H лежать на одній прямій.*

Розглянемо суміші на промені *BD*. З урахуванням вище наведеного, усі суміші характеризуються точками 1, 2, 3 і містять різну кількість речовини *B*, а відношення компонентів *A* і *C* (G_A/G_C) для всіх точок буде однаковим.

Це буде очевидним, якщо розглядати умови подібності трикутників, утворених опущеними із відповідних точок перпендикулярами.

Якщо провести пряму *KL*, паралельну одній із сторін (наприклад *BC*), то для всіх сумішей, що лежать на цій лінії, концентрація компонента *A* буде постійною (x_A=const).

Якщо змішати розчини, що відповідають точкам *D, E, F* попарно з розчином т. *H*, то утворяться суміші M_0, M_1 та M_2:

$$M_0=D+H; \quad M_1=E+H; \quad M_2=F+H.$$

Звідси одержимо:

$$M - D = M_1 - E = M_2 - F = H.$$

Таким чином, якщо розчини M_0, M_1 та M_2 розшаровуються, то буде утворюватися однакова кількість нового розчину *H*, а всі лінії, що з'єднують ці розчини (DM_0, EM_1, FM_2) перетнуться в одній точці – <u>*полюс діаграми*</u> (т. *H*).

Якщо лінії перетнуться за межами діаграми, то полюс відповідатиме мінімальному розчину.

Крива рівноваги

Зазвичай, крива рівноваги (крива розчинності) будується за дослідними даними. Складу фаз, що знаходяться в рівновазі, відповідають точки R_3 і E_3,

R_2 і E_2 та R_1 і E_1, рисунок 60 *а*. Крива *QKP*, що з'єднує рівноважні точки називається *бімодальною кривою* та обмежує двофазну область (гетерогенну). Якщо рухатись уздовж променю *DA* до точки *A*, то збільшується взаємна розчинність фаз, зменшується довжина конод (хорд) і у критичній точці *K* обидві гілки зливаються. Хорда рівноваги перетворюється у критичну точку. Вище точки *K* існує *більш гомогенна система* – однофазна область, у якій екстракція *неможлива*.

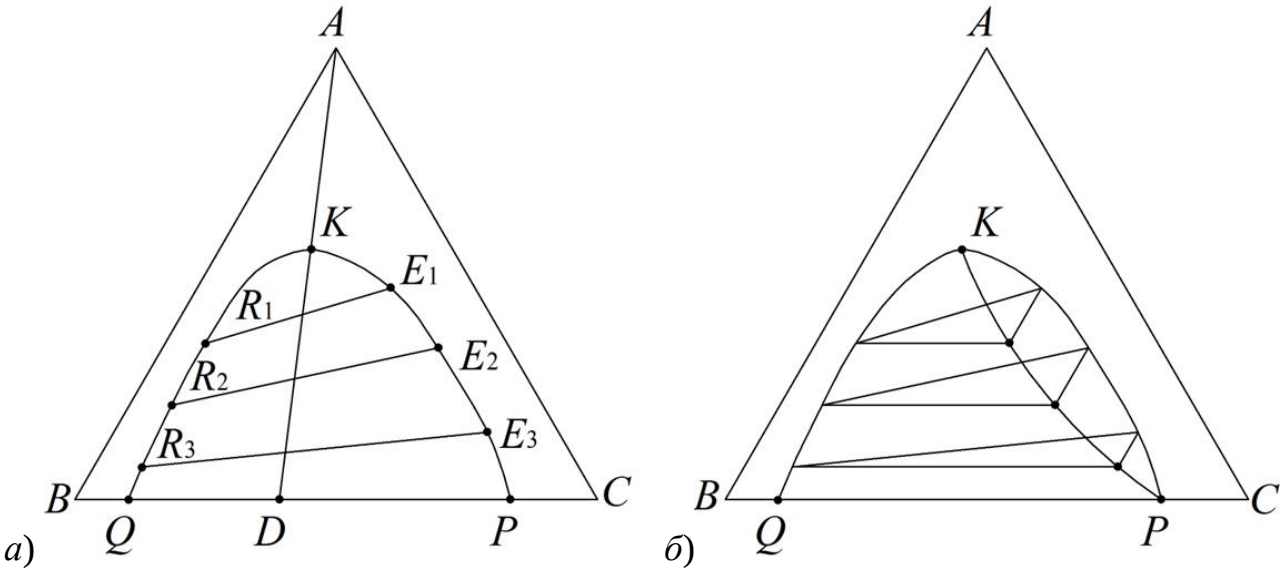


Рисунок 8.60. Крива рівноваги на потрійній діаграмі

Коноди не паралельні між собою, так як коефіцієнт розподілення компонентів для різних сумішей всередині області є різним.

У тому випадку, коли хорда рівноваги мала, додатковий розгляд хорд може бути проведений шляхом інтерполяції, для чого будують криву кореляції, рисунок 8.60 *б*, і з її допомогою відкладають додаткові хорди. Крива кореляції проходить через критичну точку.

Для побудови кореляційної кривої із точок рівноваги (R_i і E_i) проводять прямі, паралельні стороні трикутника. Через точки їх перетину будують криву.

Селективність розчинника також визначається за допомогою потрійної діаграми. Нехай суміш *M* розшаровується після екстрагування на дві рівноважні фази – екстракт (*E*) і рафінад (*R*). Проведемо два промені *CE* та *CR* і продовжимо їх до перетину зі стороною *AB* у точках *E* і *D*, рисунок 8.61 *а*.

Точки *F* і *D* характеризують склад сумішей *R* та *E* після видалення розчинника *C* (відношення *B*/*A* для сумішей *R* та *F*, *E* та *D* постійні). Суміш у точці *F* збагачена компонентом *B*, а у точці *D* – компонентом *A*. Чим більше величина відрізка *FD*, тим більша селективна здатність розчинника.

З підвищенням температури від t_1 до t_2 розчинність зростає і *гетерогенна* область зменшується (криві розчинності 1, 2, 3, рисунок 8.61 *б*.

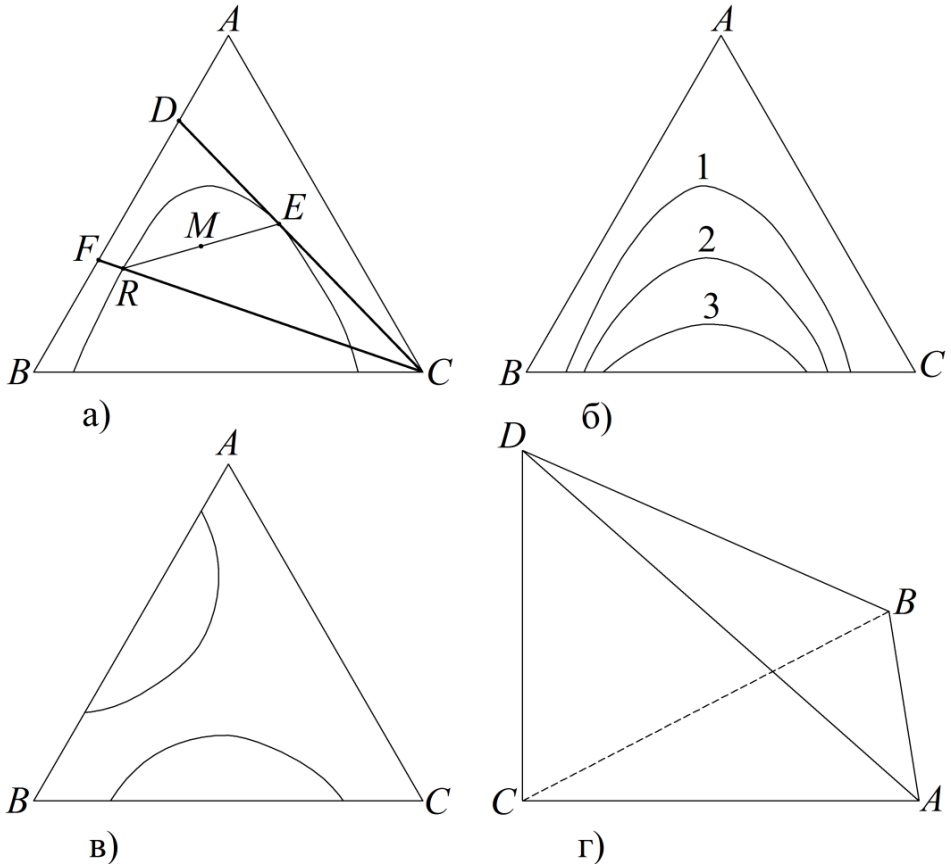


Рисунок 8.61. Діаграми складу фаз

Існують системи із двома і трьома парами рідин, які частково змішуються. Як приклад, на рисунок 61 *в* наведено діаграму для двох частково змішаних рідин.

Для чотирьох-компонентної системи діаграма складу фаз має вигляд просторової моделі – тетраедр, рисунок 8.61 *г*.

8.7.3. Методи промислової екстракції

Методи промислової екстракції: одноступінчаста, багатоступінчаста, прямо- і протитечійна, фракційна одноступінчаста та безперервна колонна, безперервна протитечійна у колонах.

I. Одноступінчаста екстракція

Це однократне змішування вихідної суміші рідин *S*, що складається з двох компонентів *A* і *B* із розчинником *C* у апараті з мішалкою. Після змішування відбувається розділення (відстоювання) у тому ж апараті або в окремому відстійнику, де відбувається розділення на дві рівноважні фази: екстракт *E* і рафінад *R*. Результати екстрагування наведено на потрійній діаграмі, рисунок 8.62.

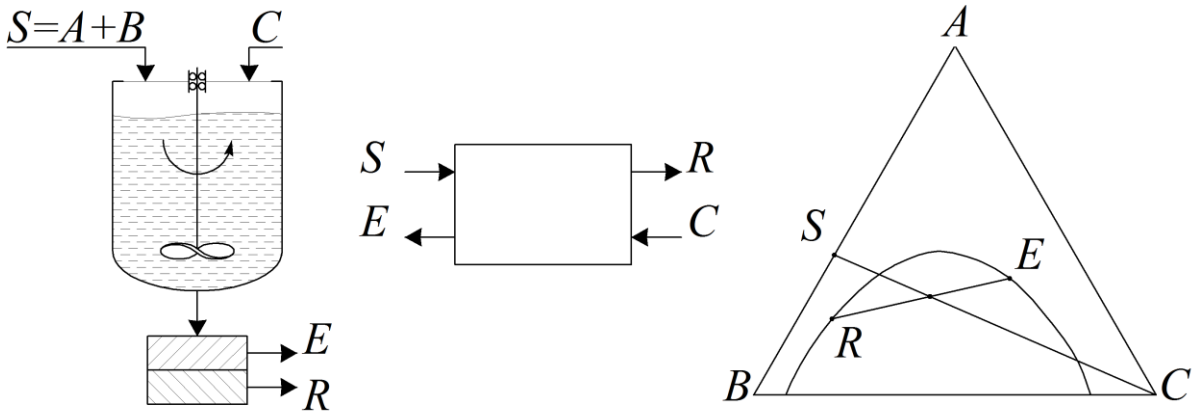


Рисунок 8.62. Схема одноступінчастої екстракції

Рівняння матеріального балансу має вигляд:

$$S + C = R + E \rightarrow \text{т. } M$$

де *S* – вихідна суміш рідин, що складається із двох компонентів *A* і *B* із розчинником *C*.

Положення точки *M* знаходимо за правилом важеля:

$$\frac{S}{C} = \frac{\overline{MC}}{\overline{MS}}.$$

Склад рівноважного екстракту *E* і рафінаду *R* виражаються точками на протилежних кінцях хорди рівноваги, що проходить через т. *M*.

Масова кількість нових фаз визначається за виразом:

$$\frac{E}{R}=\frac{RM}{ME}, \text{ або } \frac{E}{R+E}=\frac{E}{M}=\frac{RE}{MR}.$$

Цю задачу можливо розв'язати і аналітично за допомогою рівнянь матеріального балансу. Якщо не брати до уваги розчинність речовини *A* у рафінаді *R*, то процес можна представити на прямокутній *y–x* діаграмі. Кількість компонента *B* постійна у вихідному розчині та рафінаді *R*.

Складемо рівняння матеріального балансу компонента *A* у вихідному розчині та вихідних продуктах:

$$B\cdot\frac{x_{AS}}{x_{BS}}=B\cdot\frac{x_{AR}}{x_{BR}}+C\cdot\frac{x_{AE}}{x_{CE}},$$

де x_{AS}, x_{AR}, x_{AE} – концентрація цільового компонента А у вихідному розчині *S*, рафінаді *R* та екстракті *E*.

Перетворимо це рівняння. Нехай $x_{AE}/x_{CE} = y$, тоді:

$$\frac{B}{C}\cdot x_S=\frac{B}{C}\cdot x_R+y; \qquad \left(x_S=\frac{x_{AS}}{x_{BS}};\ x_R=\frac{x_{AR}}{x_{BR}}\right).$$

Побудуємо діаграму процесу в координатах *y–x*. Наносимо криву рівноваги та робочу лінію процесу, рисунок 8.63.

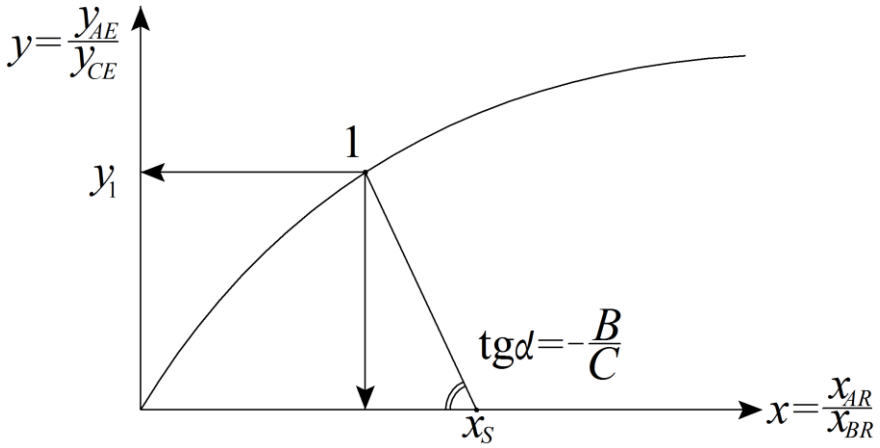


Рисунок 8.63. Діаграма процесу в координатах *y–x*

Наносимо точку *S*, яка характеризує склад вихідної суміші. Із неї, під кутом α (tgα = -*B*/*C*), проводимо пряму до перетину з кривою рівноваги в точці 1. Знаходимо склад рафінаду – x_1 та екстракту – y_1.

При однократному (одноступінчастому) процесі ступінь вилучення є невисокий.

II. Багатоступінчата прямотечійна екстракція

Багатоступінчата прямотечійна екстракція відбувається при перехресному русі середовищ, коли до кожного екстрактора подається свіжий розчинник і з кожного апарата незалежно виводиться екстракт. Вихідний розчин послідовно проходить усі екстрактори. Після першої ступені рафінад обробляється свіжим розчинником у другій і т. д.. Схему процесу та його побудову в потрійній діаграмі наведено на рисунок 8.64.

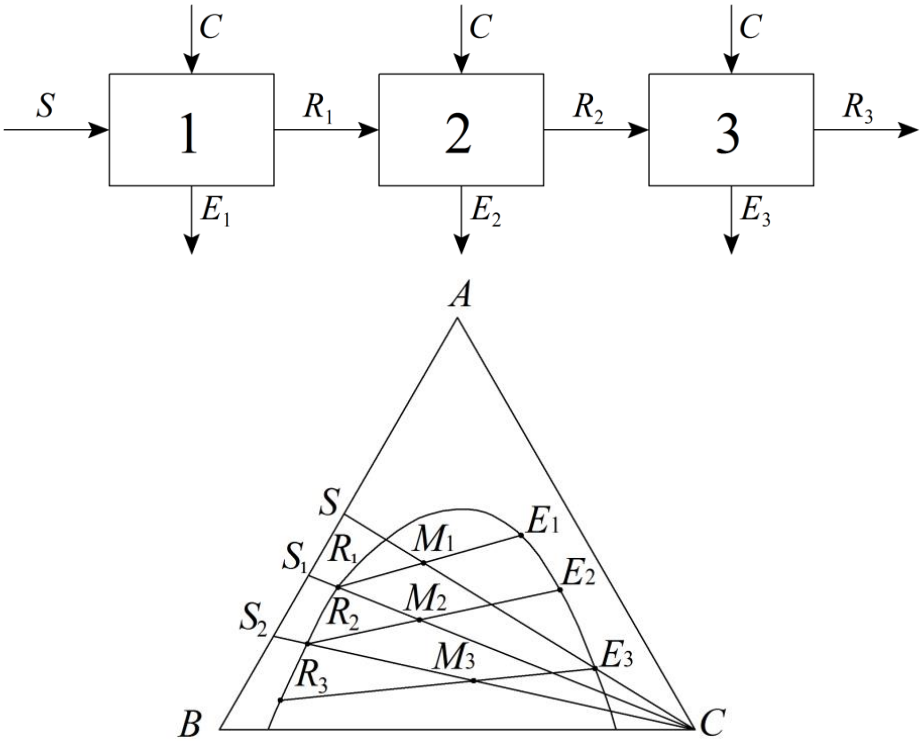


Рисунок 8.64. Схема процесу багатоступінчатої прямотечійної екстракції та його відображення у потрійній діаграмі

Будуємо процес у першому екстракторі, знаходимо положення точки M_1, що характеризує суміш *i*-ї ступені. Проводимо коноду R_1 і E_1 та знаходимо склад екстракту першого ступеня E_1 та склад рафінаду R_1, який є вихідною сумішшю для другої ступені. Проводимо промінь CR_1 та продовжуємо до перетину зі стороною BA, знаходимо положення точки S_1, яка характеризує склад розчину, що подається до другого ступеня після видалення розчинника C. Змішуючи

розчин складу S_1 і екстрагента C знаходимо положення точки M_2, яка лежить на коноді R_2 і E_2. Аналогічно проводимо визначення інших ступенів екстракції до тих пір, доки S_i не наблизиться до точки B.

По аналогії до одноступінчастої екстракції побудуємо прямокутну діаграму процесу в координатах y–x, складаючи для кожного ступеня рівняння матеріального балансу за цільовим компонентом, рисунок 8.65.

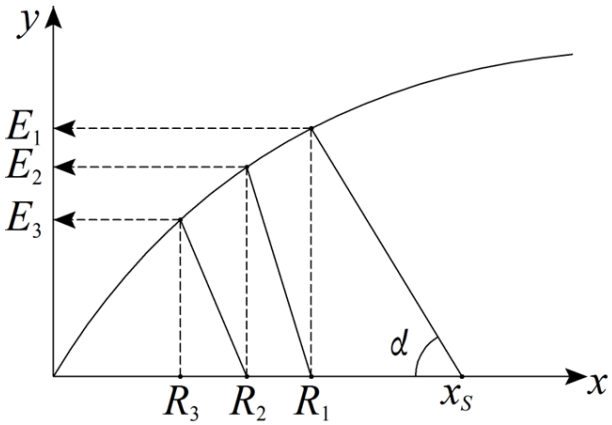


Рисунок 8.65. Діаграма процесу в координатах y–x

III. Багатоступінчата протитечійна екстракція

У цьому процесі вихідний розчин та екстракт рухаються протитечійно. У кожному апараті розчин, що надходить, змішується із екстрактом, що виходить із наступного апарата рисунок 8.66. Після екстракції суміш надходить на розділення до відстійника, із якого рафінад переходить самопливом у наступний апарат до подальшого насичення. У цьому випадку покращується процес вилучення цільового компонента та зменшуються витрати екстрагента.

Рівняння матеріального балансу для всієї системи:

$$S + C = E + R,$$

звідки:

$$S - E = R - C = P = \text{const}.$$

Відповідно, різниця між кількістю вихідного розчину і екстрактом E, який виводиться, а також кількістю введеного розчинника C і рафінаду R є сталою і дорівнює P одиниць. На потрійній діаграмі P – точка полюсу на перетині прямих, одна з яких проходить через точки S та E=E_1, інша – через C та R_3, рисунок 8.66.

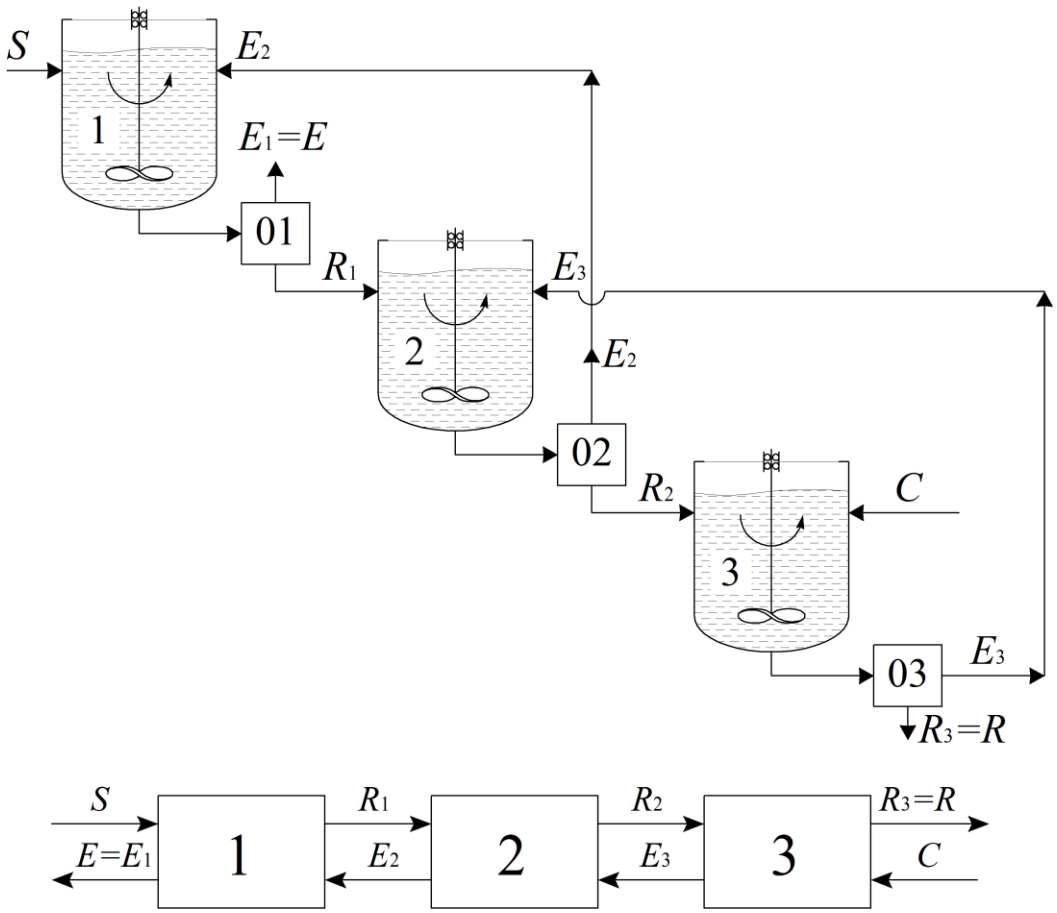


Рисунок 8.65. Схема багатоступінчатої протитечійної екстракції

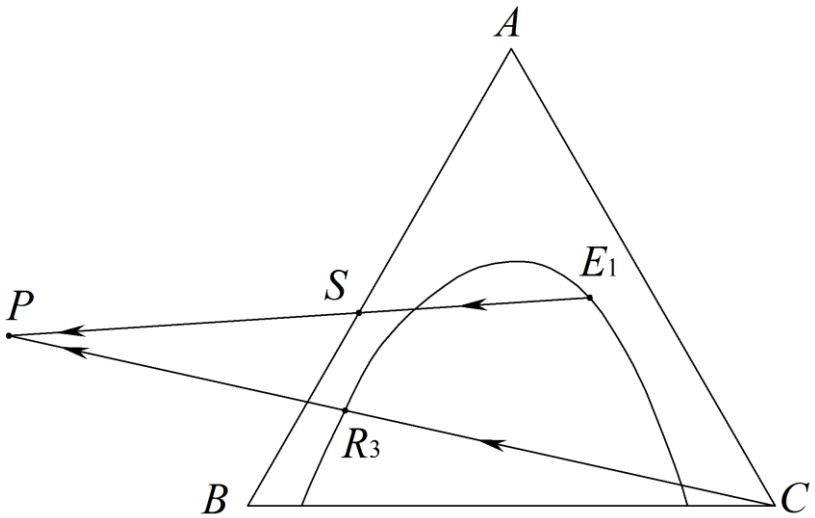


Рисунок 8.66. Потрійна діаграма процесу

Складемо рівняння по ступенях екстракції (від 1-го до *n*-го):

$$S + E_2 = E_1 + R_1;$$

$$S + E_{n+1} = E_n + R_n,$$

звідси:

$$S - E_1 = R_1 - E_2 = P;$$

$$S - E_n = R_n - E_{n+1} = P = R_2 - E_3.$$

Тоді, для кожного ступеня, суміш S, яка надходить, і екстракт E, що відводиться, а також відведений рафінад R і введений екстракт E попарно розташовані на одній прямій, яка проходить через полюс діаграми P, рисунок 8.67. Окрім того, для кожного ступеня, відведений з нього екстракт та рафінад R_1 і E_1, R_2 і E_2 ... R_n і E_n розташовані на одній хорді рівноваги. Якщо відомий склад рафінаду R_n, то для графічного визначення складу відведеного екстракту E_{n+1} необхідно провести з полюса P промінь через точку R_n до перетину з правою гілкою кривої рівноваги у точці E_{n+1}.

Проводимо визначення числа ступенів екстракції.

На потрійну діаграму наносимо точки вихідної суміші S та розчинника C і заданий склад рафінаду R_n. За правилом важеля знаходимо склад вихідного розчину при змішування розчинів S та C (точка M). Для визначення складу сирого екстракту проводимо через точку R_n та M пряму до перетину із правою частиною кривої рівноваги у точці $E=E_1$.

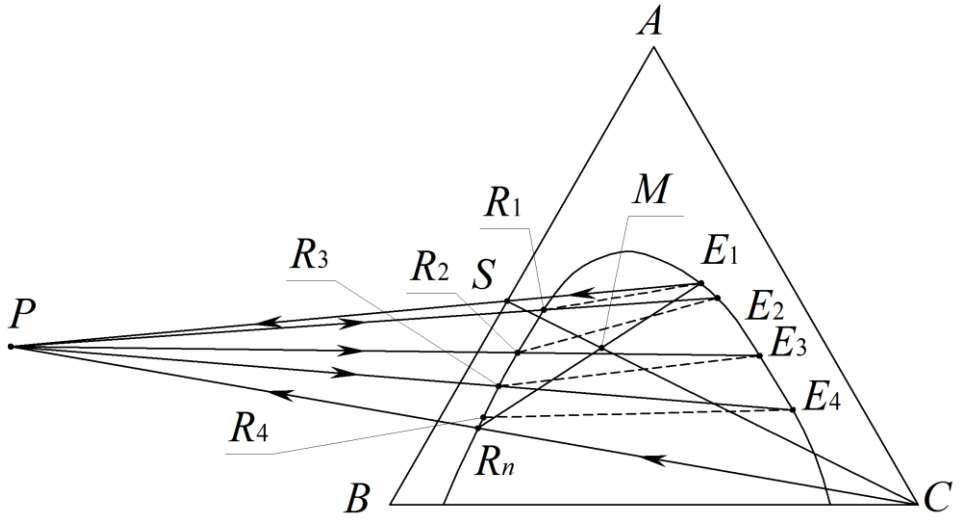


Рисунок 8.67. Схема розрахунку числа ступенів екстракції

Кількість екстракту та рафінаду знаходимо за правилом важеля:

$$R_n + E = S + C;$$

$$\frac{R_n}{M} = \frac{R_n}{R_n + E_1} = \frac{R_1}{S + C} = \frac{ME}{R_n E_1}.$$

Проводимо прямі через точки E_1 і S та C і R_n після чого знаходимо положення полюса P.

Визначаємо склад рафінаду першого ступеня. Точки E_1 і R_1 розташовані на одній коноді. Знаходимо склад екстракту, який виходить із другого ступеня. Виходячи з рівняння матеріального балансу точки P, R_1 та E_2 лежать на одній прямій. Проводимо промінь через точки P і R_1 до перетину із правою гілкою бімодальної кривої в точці E_2. Знаходимо точку R_2, яка проходить через E_2 і т. д..

У результаті отримуємо, що $R_4 \rightarrow R_C$. Для проведення процесу екстрагування у заданих межах достатньо 3-го ступеня.

IV Протитечійна безперервна екстракція

Цей процес проводиться у вертикальних протитечійних колонах, рисунок 8.68, у яких рух рідини відбувається за рахунок <u>*різниці густин фаз*</u>.

Одна фаза, зазвичай, рухається суцільним потоком, а друга (екстрагент) – диспергується.

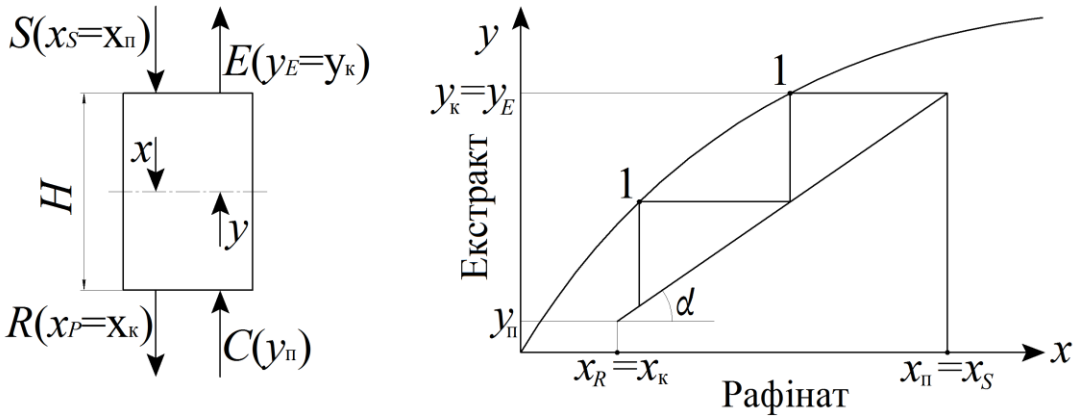


Рисунок 8.68. Схема безперервної протитечійної екстракції та *y–x* діаграма процесу

Розглянемо випадок, коли вихідний компонент A та екстрагент нерозчинні. Запишемо рівняння матеріального балансу:

$$S \cdot x_S + C \cdot y = S \cdot x + C \cdot y_к,$$

де S – маса цільового компонента А у вихідній суміші; C – маса екстрагента;

Звідки отримаємо:

$$y = \frac{S}{C}(x - x_S) + y_к.$$

Отримаємо рівняння робочої лінії у вигляді прямої.

Будуємо робочу лінію процесу в *Y–X* діаграмі.

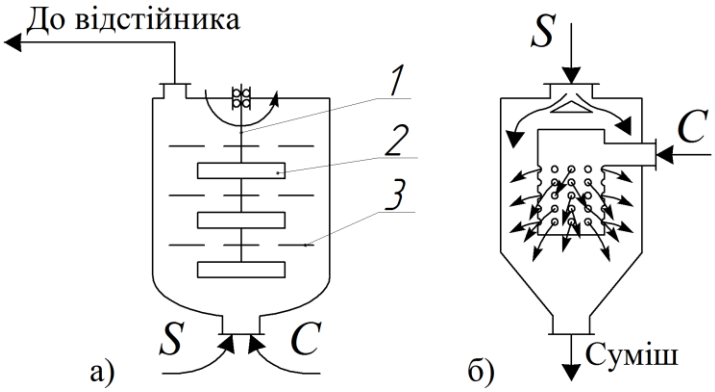
Число ступенів зміни концентрації визначається таким же чином, як при абсорбції та ректифікації. $N_Т$=21.

Типи екстракторів

Екстрактори умовно можна розділити на *змішувально-відстійні* та *з неперервним контактом* фаз.

Змішувально-відстійні екстрактори поділяються на: апарати з мішалкою, рисунок 8.69 *а*, та апарати прямоточного типу, рисунок 8.69 *б*.

Вихідна суміш подається безперервно знизу і змішується з розчинником турбінами 1. Обертові диски 2 та кільцеві перегородки 3, що перешкоджають проходженню вихорів, розділяють апарат на камери. Суміш відводиться зверху до відстійника.



1 – турбіни; *2* – обертові диски; *3* – кільцеві перегородки

Рисунок 8.69. Змішувально-відстійні екстрактори

У проточних змішувачах (струменеві, інжекційні) одна з рідин диспергується до другої при русі через апарат. У цих апаратах малий час контакту фаз і вони є низьковартісними. Застосовуються тільки для рідин із *невеликою в'язкістю* (очистка легких дистилятів, нафти, тощо).У струменевому екстракторі, рисунок 8.69 *б*, рідина, що тече по внутрішній трубі, витікає з великою швидкістю (5÷6 м/с) через отвори до другої (зовнішньої) і змішується.

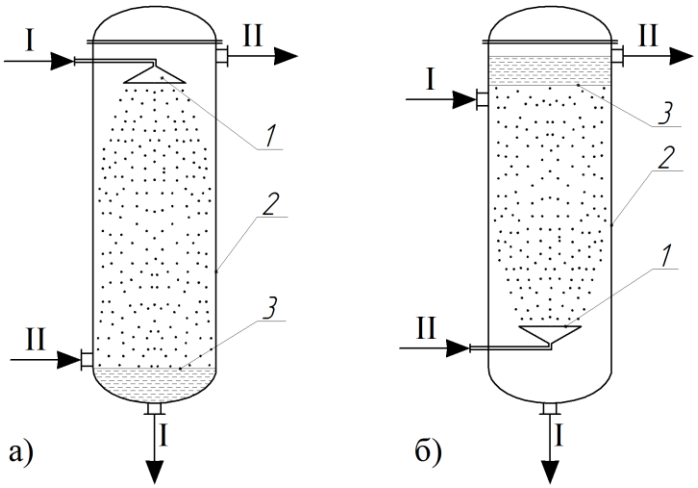
Конструкції та принцип дії рідинних екстракторів

За принципом дії або способом контакту фаз екстрактори поділяють на дві групи: ступінчасті й диференційно-контактні. Усередині цих груп екстрактори часто поділяють на гравітаційні (швидкість руху фаз у них обумовлюється різницею густин цих фаз) і механічні (із введенням енергії у фази). Майже в будь-якому з екстракторів, щоб збільшити поверхню контакту фаз, одну з фаз диспергують і розподіляють у іншій (дисперсійному середовищі) у вигляді крапель.

Ступінчасті екстрактори складають з окремих ступенів, у кожному з яких фази контактують, після чого ці фази розділяються й рухаються протитечією в наступні ступені.

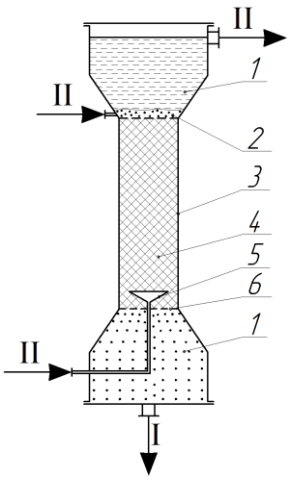
Диференційно-контактні екстрактори відрізняються безперервним контактом фаз і плавною зміною концентрації вздовж контактної частини. Вони значно компактніші за ступінчасті.

До гравітаційних диференційно-контактних екстракторів належать порожнисті (розпилювальні), насадкові й тарілчасті колонні екстрактори, рисунок 8.70-8.72, а до механічних диференційно-контактних – роторно-дискові, пульсаційні, вібраційні й відцентрові екстрактори, рисунок 8.73-8.75.



1 – розподільник дисперсної фази, *2* – корпус, *3* – поверхня поділу фаз;
I – важка фаза; II – легка фаза

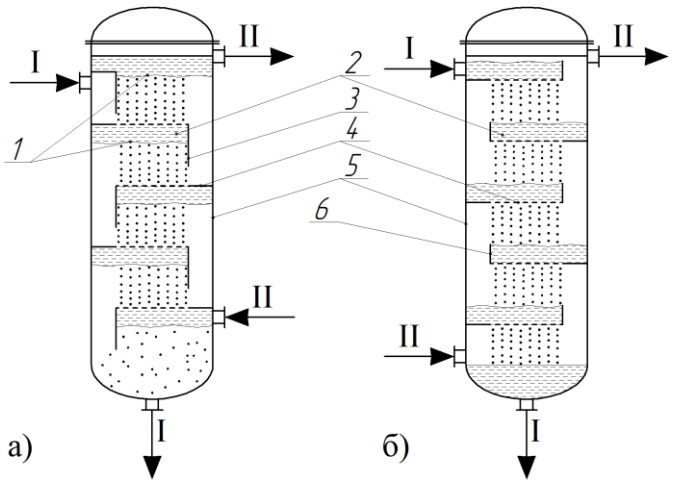
Рисунок 8.70. Порожнисті екстрактори з диспергуванням важкої (*а*) і легкої (*б*) фаз



1 – відстійні камери; *2* – поверхня поділу фаз; *3* – корпус; *4* – насадка; *5* – розподільник дисперсної фази; *6* – опорна решітка;

I – важка фаза; II – легка фаза

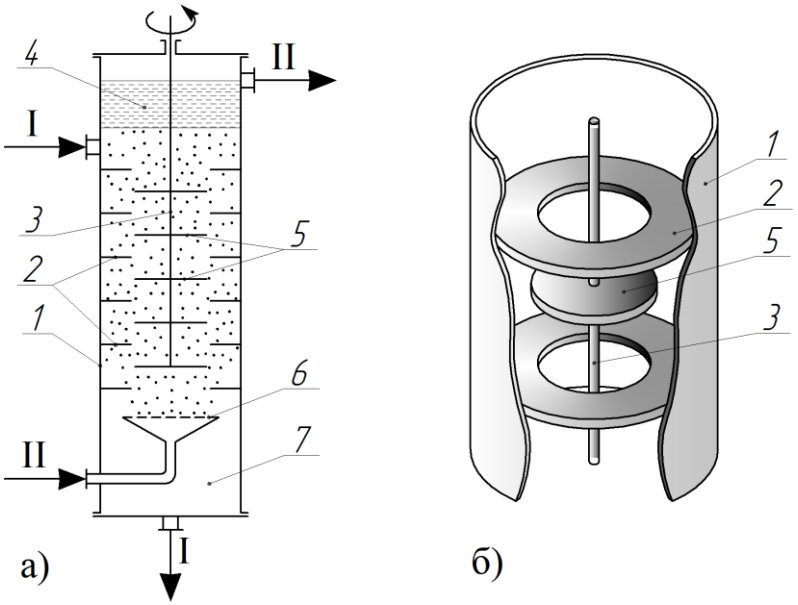
Рисунок 8.71. Насадковий екстрактор



1 – поверхня поділу фаз; *2* – підпірний шар дисперсної фази; *3* – перелив; *4* – тарілка; *5* – корпус; *6* – зливний поріг;

I – важка фаза; II – легка фаза

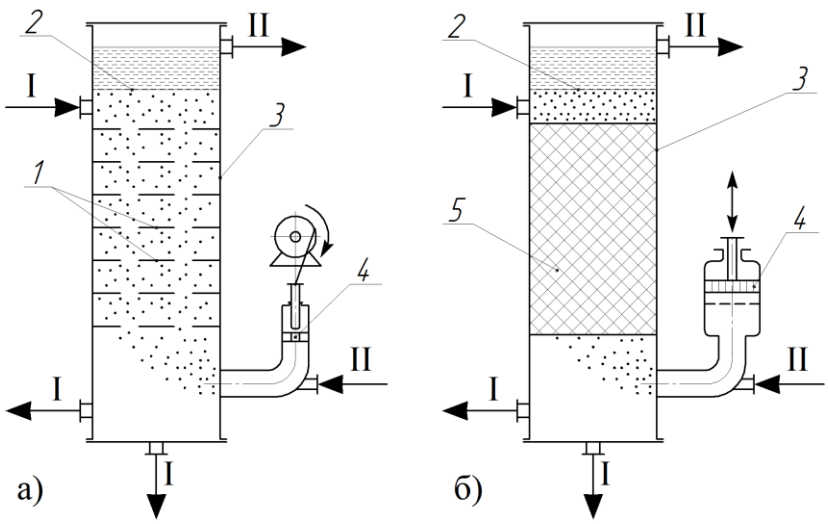
Рисунок 8.72. Тарілчасті екстрактори із ситчастими тарілками з диспергуванням важкої (*а*) і легкої (*б*) фази



1 – відстійні камери; *2* – поверхня поділу фаз; *3* – корпус; *4* – насадка; *5* – розподільник дисперсної фази; *6* – опорна решітка;

I – важка фаза; II – легка фаза

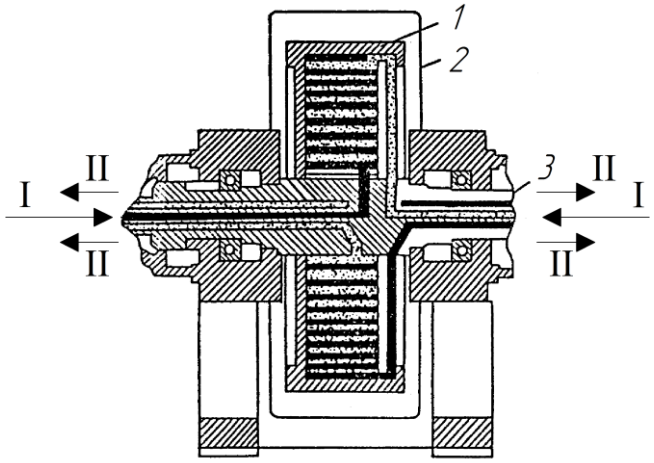
Рисунок 8.73. Насадковий екстрактор



1 – поверхня поділу фаз; *2* – підпірний шар дисперсної фази; *3* – перелив; *4* – тарілка; *5* – корпус; *6* – зливний поріг; I – важка фаза; II – легка фаза

Рисунок 8.74. Тарілчасті екстрактори із ситчастими тарілками з диспергуванням важкої (*а*) і легкої (*б*) фази

Незважаючи на значну ефективність екстракторів із введенням енергії у фази, що контактують, а також можливість створення апаратів великої одиничної потужності, вони відрізняються складністю конструкції та експлуатації, наявністю додаткових динамічних навантажень на фундаменти та ін.



1 – ротор; *2* – кожух; *3* – вал; I – важка фаза; II – легка фаза

Рисунок 8.75. Відцентровий екстрактор

<u>*Екстрактори з безперервним контактом фаз*</u> поділяються на:

- плівкові колони (із змоченими стінками);
- розпилювальні колони;

- колони з перегородками;
- насадкові;
- тарілчасті колони;
- колони з перемішуючими пристроями;
- пульсаційні колони;
- відцентрові екстрактори.

8.7.4. Методика розрахунку екстрактора

Розпилювальні колони

Для розрахунку використовується наступна схема:

1. Розраховують розподільчий пристрій (діаметр отворів, їх кількість, крок, швидкість витоку;

2. Визначається діаметр колони з рівняння витрат:

$$w_{\text{р}} \cdot f = \frac{V_{\text{С}}}{\rho_{\text{С}}},$$

де $w_{\text{р}}$ – робоча швидкість суцільної фази, яка визначається з умов захлинання за рівнянням, м/с:

$$w_{\text{р}} = f(\rho_{\text{С}}; \rho_{\text{Д}}; M_C; d).$$

3. За емпіричними формулами визначається діаметр крапель та розраховується їх відносна швидкість $w_{\text{о}}$, як швидкість осадження.

Абсолютна швидкість визначається краплі, як різниця її відносної швидкості та швидкості руху суцільної фази:

$$w_{\text{к}} = w_{\text{о}} - w_{\text{р}}.$$

4. Визначається час перебування крапель у робочій зоні, виходячи з умов масопередачі:

$$\tau_{\text{к}} = \frac{V_{\text{д}}}{V_{\text{д. сек}}},$$

де $V_{\text{д}}$ – об'єм дисперсної фази, м^3;

$V_{\text{д. сек}}$ – секундні витрати дисперсної фази, м^3/с.

Запишемо кількість переданої маси через рівняння матеріального балансу:

$$M = G \cdot \left(y_{\text{п}} - y_{\text{к}} \right) = K_y \cdot F \cdot \Delta y_{\text{ср}},$$

де G – масові витрати дисперсної фази, кг/год.

Звідки секундні витрати дисперсної фази, м^3/с:

$$V_{\text{д. сек}} = \frac{G}{\rho_{\text{д}} \cdot 3600}; \qquad V_{\text{д}} = \frac{\pi \cdot d_{\text{к}}^{\ 3}}{6} \cdot n,$$

де n – кількість крапель, одиниць;

$d_{\text{к}}$ – середній діаметр краплі, м.

Якщо $f_{\text{к}} = \pi \cdot d_{\text{к}}^{\ 2}$ – поверхня крапель, тоді їх кількість:

$$n = \frac{F}{f_{\text{к}}} = \frac{F}{\pi \cdot d_{\text{к}}^{\ 2}}.$$

З рівняння матеріального балансу загальна поверхня, м^2:

$$F = \frac{G \cdot \left(y_{\text{п}} - y_{\text{к}} \right)}{K_y \cdot \Delta y_{\text{ср}}} = \frac{G}{K_y} \cdot \int_{y_{\text{п}}}^{y_{\text{к}}} \frac{dy}{y - y^{\text{р}}} = \frac{G}{K_y} \cdot h_y \cdot m_y.$$

Зазвичай ЧОП – $m_y < 2$, а ВОП – $h_y = 2 \div 6$.

5. Визначається висота робочої зони екстрактора:

$$H = w_{\text{к}} \cdot \tau_{\text{к}}.$$

6. Для вибору насоса необхідно визначити тиск рідини на вході до розпилювача, Па:

$$\Delta P = \Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{атм}} + \Delta P_{\text{г.ст}}.$$

де ΔP_{σ} – тиск на подолання сил поверхневого натягу σ, Па:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4 \cdot \sigma}{d_{\text{отв}}},$$

де $d_{\text{отв}}$ – діаметр отворів розподільчого пристрою, м.

Тиск на подолання місцевих опорів, Па:

$$\Delta P_{\text{отв}} = \xi \cdot \frac{w_{\text{отв}}^2 \cdot \rho_{\text{д}}}{2},$$

де ξ – коефіцієнт гідравлічного опору;

$w_{отв}$ – швидкість рідини у отворах, м/с.

Тиск на подолання гідростатичного опору, Па:

$$\Delta P_{гст} = (h_с \cdot \rho_с + h_д \cdot \rho_д) \cdot g.$$

Насадкові колони

Для розрахунку використовується наступна схема:

1. Визначається діаметр колони з рівняння витрат. Швидкість суцільної фази з умови захлинання колони, м/с:

$$w_{с.захл} = f(\frac{L}{G}; \frac{\rho_с}{\rho_д}; \mu_с; \sigma; L...).$$

Оптимальна швидкість, м/с:

$$w_{опт.} \simeq (0,8 \div 0,9) \cdot w_{с.захл}.$$

2. Знаходять висоту колони з умов масопередачі, м:

$$H = h_y \cdot m_y.$$

Висота одиниць переносу (h_y) визначається за відповідними формулами і знаходиться у межах $h_y = 0,5 \div 2,0$.

Тарілчасті колони

Для розрахунку використовується наступна схема:

1. Визначається діаметр колони, виходячи зі швидкості суцільної фази. Гранична швидкість знаходиться із графічних залежностей.

2. Розраховується висота колони, м:

$$H = h_т \cdot N_с,$$

де $h_т$ – відстань між тарілками, м;

$N_с$ – кількість тарілок визначається за допомогою кінетичної кривої.

Відстань між тарілками дорівнює сумі висот суцільної ($h_с$) та дисперсної ($h_д$) фаз, м:

$$h_{т} = h_{с} + h_{д};$$

$$h_{д} = h_{вс} + h \cdot \sigma,$$

де $h_{вс}$ – напір, необхідний для витоку рідини з отворів тарілки, визначається за виразом:

$$h_{вс} = \xi \cdot \frac{w_{вс}^2}{2 \cdot g} \cdot \frac{\gamma_{д}}{\Delta\gamma} \cdot \left(1 - \frac{f_{отв}}{f_{кол}}\right),$$

де $f_{отв}$ та $f_{кол}$ – площа поперечного перерізу отворів та колони відповідно, м^2;

$h \cdot \sigma$ – напір на подолання міжфазового натягу:

$$h \cdot \sigma = \frac{6 \cdot \sigma}{d_{к} \cdot \Delta\gamma \cdot g},$$

де $d_{к}$ – діаметр краплі при швидкості витоку $w_{вс}$=0,03 м/с.

При $w_{вс}$=0,03м/с висота дисперсної фази: $h_{д}$= $h_{вс}$.

Напір для руху суцільної фази складається з витрат напору на тертя у переливі та місцевий опір:

$$h_{с} = 4,5 \cdot \frac{w_{с}^2 \cdot \gamma_{с}}{2 \cdot g \cdot \Delta\gamma},$$

де $w_{с}$ – лінійна швидкість суцільної фази в переливі

Зазвичай відстань між тарілками дорівнює $h_{т} \simeq 0,15 \div 0,6$ м.

Кількість тарілок знаходиться графічним методом за кінетичною кривою, рисунок 8.76.

Будуємо робочу лінію та лінію рівноваги. Проводимо вертикальні відрізки D_iC_i між ними. Для i-ї тарілки знаходимо положення точки E_i, що характеризує дійсний склад дисперсної фази, яка відводиться з тарілки.

Відрізок $DE = \dfrac{\overline{DC}}{e^{m \cdot g}}$.

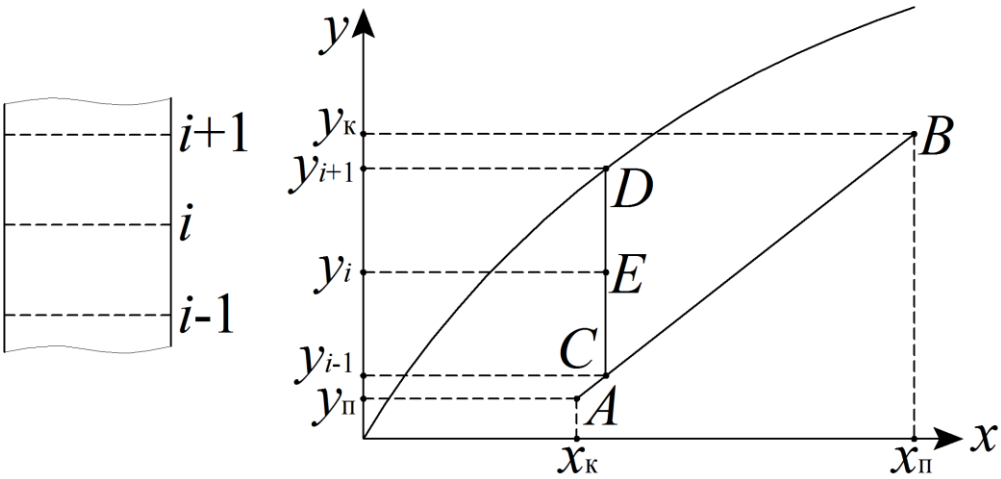


Рисунок 8.76. Схема до визначення кількості тарілок

Вибір екстракторів

1. При виборі екстракторів враховується стійкість рідин. Наприклад, для нестійких антибіотиків обирається апарат із невеликим часом контакту фаз (відцентрові);
2. Вибір також визначається і значенням продуктивності (при невеликій продуктивності можливо застосовувати розпилювальні екстрактори);
3. Враховуються фізичні властивості рідин (якщо невелика різниця густин – продуктивність зменшується);
4. У випадку обмеження обмеження по висоті необхідно ставити горизонтальні апарати з мішалками із N_c>1,5);
5. Матеріал колони обирається з урахуванням корозійних властивостей середовища.

8.7.5. Контрольні запитання

1. Який фізичний зміст процесу екстракції?
2. За рахунок чого при рідинній екстракції відбувається вилучення компонента з розчину?
3. З якою метою застосовується рідинна екстракція?
4. Від чого залежить рівновага у процесі рідинної екстракції?

5. Що таке селективність розчинника та як вона впливає на процес екстрагування?

6. Які основні вимоги до розчинника при екстракції?

7. Які існують методи екстракції? У чому полягає принцип одноступінчастої екстракції.

8. У чому полягає принцип багатоступінчастої прямотечійної екстракції?

9. У чому полягає принцип багатоступінчастої протитечійної екстракції?

10. У чому полягає принцип протитечійної безперервної екстракції?

11. Які існують типи екстракторів?

12. Проаналізувати конструкції екстракторів.

13. Які фактори необхідно враховувати при виборі екстракторів?

СПИСОК РЕКОМЕНДОВАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Процеси та обладнання хімічної технології. Частина ІІ: Навчальний посібник / Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»; уклад.: Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев. – Київ: НТУУ «КПІ». – 2010. – 376 С.

2. Процеси та апарати хімічної технології: навч. посібник з курсового проектування / А.І. Дубинін, Р.І. Гаврилів, І.О. Гузьова; за ред. А.І. Дубиніна. – Львів: Видавництво Львівської політехніки. – 2012. – 360 С.

3. Товажнянський Л. Л. Процеси та апарати хімічної технології / Л. Л. Товажнянський, А. Л. Готлінська, В. О. Нечипоренко. І. С. Чернишов // Харків, НТУ. – 2006. – Ч.1. – 613 С.

4. Приклади та задачі за курсом «Процеси та апарати хімічної технології» : навч. посібник / Л. Л. Товажнянський, В. О. Лещенко, А. П. Готлінська, І. О. Нечипоренко, І. С. Чернишов, П. О. Капустенко, О. І. Зайцев, І. Б. Рябова, В. М. Соловей, Г. Л. Хавін, Г. С. Новікова, І. Б. Іванова, О. О. Гапонова; за ред. Л. Л. Товажнянського ; Нац. техн. ун-т «Харків. політехн. ін-т». — Харків : НТУ «ХПІ», 2010. — 479 с.

5. Товажнянський Л. Л. Процеси та апарати хімічної технології / Л. Л. Товажнянський, А. Л. Готлінська, В. О. Нечипоренко І. С. Чернишов. – Харків, НТУ. – 2006. – Ч.2. – 540 С.

6. James R. Couper, W. Roy Penney, W. Roy Penney, Stanley M. Walas. (2012) Chemical Process Equipment. Selection and Design – Third Edition. Waltham, MA 02451, USA The Boulevard, Langford Lane, Kidlington, Oxford, OX5 1GB, UK. 860 p.

7. Koichi Asano (2006) Mass Transfer – From Fundamentals to Modern Industrial Applications. WILEY-VCH, Verlag GmbH & Co. KGaA,Weinheim. Germany. 283 p.

8. K.S.N. Raju (2011) Fluid Machanics, Heat Transfer, and Mass Transfer. Chemical Engineering Practice. AIChE. WILEY. John Wiley & Sons, Inc. Hoboken, New Jersey. 750 p.

9. Benitez, J., (2009). Principles and modem applications of mass transfer operations, 2nd ed. Hoboken, U.S.A: John Wiley and Sons.

10. Fair, J. R. (2003). 'Mass Transfer in Baffle Tray Columns,' presented at AIChE Annual Meeting, San Franscisco, CA.

11. Richardson, J. F., & Harker, J. H. (2002). Coulson and Richardson's Chemical Engineering: Particle Technology and Separation Processes, 5th ed. Oxford, U.K.: Butterworth-Heinemann.

ДОДАТОК 8.1. Вихідні дані до розрахунків

Таблиця Д.8.1.1. Вихідні дані до розрахунку концентрацій

Варіант	Цільовий компонент	m_A, кг	$m_{суміші}$, кг	t, °C	P, МПа	p_B, МПа
1	CO_2	0,50	1	20	0,101	0,08
2	SO_2	0,45	1	17	0,101	0,05
3	NH_3	0,40	1	25	0,101	0,13
4	H_2S	0,35	1	19	0,101	0,09
5	HCl	0,47	1	23	0,101	0,05
6	CO_2	0,30	1	18	0,101	0,06
7	SO_2	0,25	1	21	0,101	0,07
8	NH_3	0,48	1	24	0,101	0,06
9	H_2S	0,33	1	17	0,101	0,11
10	HCl	0,41	1	22	0,101	0,08
11	CO_2	0,39	1	18	0,101	0,07
12	SO_2	0,24	1	25	0,101	0,08
13	NH_3	0,51	1	19	0,101	0,05
14	H_2S	0,36	1	20	0,101	0,13
15	HCl	0,27	1	20	0,101	0,09
16	CO_2	0,42	1	17	0,101	0,05
17	SO_2	0,55	1	25	0,101	0,06
18	NH_3	0,34	1	19	0,101	0,06
19	H_2S	0,25	1	23	0,101	0,11
20	HCl	0,44	1	19	0,101	0,08

Таблиця Д.8.1.2. – Вихідні дані до розрахунку середньої рушійної сили

Варіант	Цільовий компонент	$Y_п$, кг$_A$/кг$_{AB}$	$Y_к$, кг$_A$/кг$_{AB}$	$X_п$, кг$_A$/кг$_{AC}$	$V_{Gп}$, м^3/с	t, °С	$P_а$, МПа
1	NH_3	0.16	0.04	0.002	1.6	16	0.1
2	SO_2	0.14	0.03	0.001	1.5	14	0.1
3	NH_3	0.18	0.05	0.003	1.7	18	0.1
4	SO_2	0.18	0.05	0.003	1.7	18	0.1
5	NH_3	0.20	0.06	0.004	1.8	20	0.1
6	SO_2	0.20	0.06	0.004	1.8	20	0.1
7	NH_3	0.14	0.03	0.001	1.5	14	0.1
8	SO_2	0.16	0.04	0.002	1.6	16	0.1
9	CO_2	0.18	0.05	0.003	2.0	18	0.1
10	CO_2	0.22	0.07	0.005	1.6	12	0.1
11	CO_2	0.14	0.03	0.001	1.8	14	0.1
12	CO_2	0.16	0.04	0.002	1.9	16	0.1
13	CO_2	0.20	0.06	0.004	2.1	20	0.1
14	SO_2	0.14	0.03	0.001	1.5	14	0.1
15	NH_3	0.18	0.05	0.003	1.7	18	0.1
16	SO_2	0.18	0.05	0.003	1.7	18	0.1
17	NH_3	0.20	0.06	0.004	1.8	20	0.1
18	SO_2	0.20	0.06	0.004	1.8	20	0.1
19	NH_3	0.14	0.03	0.001	1.5	14	0.1
20	SO_2	0.16	0.04	0.002	1.6	16	0.1
21	CO_2	0.18	0.05	0.003	2.0	18	0.1
22	CO_2	0.22	0.07	0.005	1.6	12	0.1
23	CO_2	0.14	0.03	0.001	1.8	14	0.1
24	CO_2	0.16	0.04	0.002	1.9	16	0.1
25	CO_2	0.20	0.06	0.004	2.1	20	0.1

Таблиця Д.8.1.3. Вихідні дані до розрахунку ЧОП та ВОП

Вар.	P, МПа	t, °С	$Y_п$, кг$_A$/кг$_{A+B}$	$X_п$, кг$_A$/кг$_{A+C}$	$Y_к$, кг$_A$/кг$_{A+B}$	$G_п$, кг/с	$L_к$, кг/с	$\beta_y \times 10^{-2}$, кг/(м^{2}с)	$\beta_x \times 10^{-3}$, кг/(м^{2}с)
1	0,1	19	0,25	0,0010	0,060	0,090	0,080	1,0	4,6
2	0,1	23	0,21	0,0120	0,078	0,070	0,050	1,1	4,7
3	0,1	20	0,27	0,0100	0,029	0,080	0,100	1,2	4,8
4	0,1	17	0,27	0,0099	0,033	0,030	0,030	1,3	4,9
5	0,1	24	0,28	0,0060	0,070	0,100	0,080	1,4	5,0
6	0,1	21	0,30	0,0030	0,067	0,110	0,080	1,5	5,1
7	0,1	17	0,21	0,0150	0,041	0,070	0,040	1,6	5,2
8	0,1	22	0,19	0,0060	0,038	0,110	0,090	1,7	5,3
9	0,1	18	0,23	0,0090	0,032	0,100	0,076	1,8	5,4
10	0,1	17	0,36	0,0110	0,049	0,150	0,110	1,9	5,5
11	0,1	18	0,40	0,0010	0,060	0,100	0,080	2,0	5,6
12	0,1	20	0,30	0,0099	0,080	0,080	0,050	2,1	5,7
13	0,1	18	0,38	0,0060	0,076	0,080	0,070	2,2	5,8
14	0,1	19	0,23	0,0110	0,025	0,083	0,090	2,3	5,9
15	0,1	22	0,27	0,0060	0,030	0,070	0,080	2,4	6,0
16	0,1	19	0,23	0,0110	0,025	0,083	0,090	2,5	6,1
17	0,1	21	0,22	0,0110	0,061	0,090	0,060	2,6	6,2
18	0,1	18	0,40	0,0010	0,060	0,100	0,080	2,7	6,3
19	0,1	23	0,19	0,0060	0,015	0,090	0,100	2,8	6,4
20	0,1	20	0,25	0,0099	0,023	0,070	0,070	2,9	6,5
21	0,1	24	0,45	0,0150	0,090	0,097	0,080	3,0	6,6
22	0,1	22	0,40	0,0000	0,050	0,070	0,060	3,1	6,7
23	0,1	18	0,30	0,0090	0,018	0,091	0,074	3,2	6,8
24	0,1	20	0,28	0,0060	0,028	0,100	0,080	3,3	6,9
25	0,1	19	0,36	0,0110	0,051	0,060	0,050	3,4	7,0
26	0,1	23	0,30	0,0060	0,028	0,100	0,100	3,5	7,1

Таблиця Д.8.1.4. Вихідні дані до розрахунку абсорбера

Варіант	Цільовий компонент	$Y_п$, кг$_A$/кг$_{AB}$	$Y_к$, кг$_A$/кг$_{AB}$	$X_п$, кг$_A$/кг$_{AC}$	$V_{Gп}$, м^3/с	t, °С	$P_а$, МПа	Тип насадки
1	NH_3	0.16	0.04	0.002	1.6	16	0.1	Дерев'яна хордова насадка
2	SO_2	0.14	0.03	0.001	1.5	14	0.1	Керамічні сідла «Інталокс»
3	NH_3	0.18	0.05	0.003	1.7	18	0.1	Керамічні кільця Рашега – нерегулярна насадка
4	SO_2	0.18	0.05	0.003	1.7	18	0.1	Стальні кільця Рашега – регулярна насадка
5	NH_3	0.20	0.06	0.004	1.8	20	0.1	Керамічні кільця Палля – нерегулярна насадка
6	SO_2	0.20	0.06	0.004	1.8	20	0.1	Керамічні кільця Рашега – регулярна насадка
7	NH_3	0.14	0.03	0.001	1.5	14	0.1	Керамічні сідла Берля
8	SO_2	0.16	0.04	0.002	1.6	16	0.1	Стальні кільця Палля – нерегулярна насадка
9	CO_2	0.18	0.05	0.003	2.0	18	0.1	Стальні кільця Рашега – регулярна насадка
10	CO_2	0.22	0.07	0.005	1.6	12	0.1	Керамічні сідла «Інталокс»
11	CO_2	0.14	0.03	0.001	1.8	14	0.1	Керамічні кільця Рашега – регулярна насадка
12	CO_2	0.16	0.04	0.002	1.9	16	0.1	Керамічні сідла Берля
13	CO_2	0.20	0.06	0.004	2.1	20	0.1	Керамічні кільця Палля – нерегулярна насадка
14	SO_2	0.14	0.03	0.001	1.5	14	0.1	Керамічні сідла «Інталокс»
15	NH_3	0.18	0.05	0.003	1.7	18	0.1	Керамічні кільця Рашега – нерегулярна насадка
16	SO_2	0.18	0.05	0.003	1.7	18	0.1	Стальні кільця Рашега – регулярна насадка
17	NH_3	0.20	0.06	0.004	1.8	20	0.1	Керамічні кільця Палля – нерегулярна насадка
18	SO_2	0.20	0.06	0.004	1.8	20	0.1	Керамічні кільця Рашега – регулярна насадка
19	NH_3	0.14	0.03	0.001	1.5	14	0.1	Керамічні сідла Берля
20	SO_2	0.16	0.04	0.002	1.6	16	0.1	Стальні кільця Палля – нерегулярна насадка
21	CO_2	0.18	0.05	0.003	2.0	18	0.1	Стальні кільця Рашега – регулярна насадка
22	CO_2	0.22	0.07	0.005	1.6	12	0.1	Керамічні сідла «Інталокс»
23	CO_2	0.14	0.03	0.001	1.8	14	0.1	Керамічні кільця Рашега – регулярна насадка
24	CO_2	0.16	0.04	0.002	1.9	16	0.1	Керамічні сідла Берля
25	CO_2	0.20	0.06	0.004	2.1	20	0.1	Керамічні кільця Палля – нерегулярна насадка

Таблиця Д.8.1.5. Вихідні дані до розрахунку кількості теоретичних тарілок

Варіант	P, МПа	t, °С	$y_п$, кмоль$_A$/кмоль$_{A+B}$	$x_п$, кмоль$_A$/кмоль$_{A+C}$	$y_к$, кмоль$_A$/кмоль$_{A+B}$	$G_п$, кмоль/с	$L_к$, кмоль/с	s
1	0,1	19	0,25	0,0010	0,060	0,090	0,080	0,956
2	0,1	23	0,21	0,0120	0,078	0,070	0,050	0,956
3	0,1	20	0,30	0,0100	0,029	0,080	0,100	0,956
4	0,1	17	0,27	0,0099	0,033	0,030	0,030	0,956
5	0,1	24	0,28	0,0060	0,070	0,100	0,080	0,956
6	0,1	21	0,30	0,0030	0,067	0,110	0,080	0,956
7	0,1	17	0,21	0,0150	0,041	0,070	0,040	0,956
8	0,1	22	0,19	0,0060	0,038	0,110	0,090	0,956
9	0,1	18	0,23	0,0090	0,032	0,100	0,076	0,956
10	0,1	17	0,36	0,0110	0,049	0,150	0,110	0,956
11	0,1	18	0,40	0,0010	0,060	0,100	0,080	0,956
12	0,1	20	0,30	0,0099	0,080	0,080	0,050	0,956
13	0,1	18	0,38	0,0060	0,076	0,080	0,070	0,956
14	0,1	19	0,23	0,0110	0,025	0,083	0,090	0,956
15	0,1	22	0,27	0,0060	0,030	0,070	0,080	0,956
16	0,1	19	0,23	0,0110	0,025	0,083	0,090	0,956
17	0,1	21	0,22	0,0110	0,061	0,090	0,060	0,956
18	0,1	18	0,40	0,0010	0,060	0,100	0,080	0,956
19	0,1	23	0,19	0,0060	0,015	0,090	0,100	0,956
20	0,1	20	0,25	0,0099	0,023	0,070	0,070	0,956
21	0,1	24	0,45	0,0150	0,090	0,097	0,080	0,956
22	0,1	22	0,40	0,0000	0,050	0,070	0,060	0,956
23	0,1	18	0,40	0,0090	0,018	0,091	0,074	0,956
24	0,1	20	0,28	0,0060	0,028	0,100	0,080	0,956
25	0,1	19	0,41	0,0110	0,051	0,060	0,050	0,956

Таблиця Д.8.1.6. Вихідні дані до розрахунку ректифікаційної колони

Варіант	L_F, кг$_{AB}$/с	X_F, кг$_A$/кг$_{AB}$	X_P, кг$_A$/кг$_{AB}$	X_W, кг$_A$/кг$_{AB}$	M_A, кг$_A$/кмоль$_A$	M_B, кг$_B$/кмоль$_B$
1	1.5	0.31	0.93	0,07	32.04	18.01528
2	1.6	0.32	0.94	0,08	32.04	18.01528
3	1.7	0.33	0.95	0,09	32.04	18.01528
4	1.8	0.34	0.96	0,10	32.04	18.01528
5	1.9	0.35	0.94	0,11	32.04	18.01528
6	2.0	0.36	0.91	0,12	32.04	18.01528
7	2.1	0.37	0.90	0,13	32.04	18.01528
8	2.2	0.38	0.92	0,14	32.04	18.01528
9	2.3	0.39	0.91	0,15	32.04	18.01528
10	2.4	0.40	0.93	0,16	32.04	18.01528
11	2.5	0.41	0.92	0,10	32.04	18.01528
12	2.6	0.42	0.94	0,11	32.04	18.01528
13	2.7	0.43	0.91	0,12	32.04	18.01528
14	2.8	0.44	0.93	0,13	32.04	18.01528
15	2.9	0.45	0.92	0,14	32.04	18.01528
16	3.0	0.46	0.90	0,15	32.04	18.01528
17	1.5	0.35	0.93	0,14	32.04	18.01528
18	1.6	0.36	0.91	0,15	32.04	18.01528
19	1.7	0.37	0.94	0,16	32.04	18.01528
20	1.8	0.38	0.92	0,10	32.04	18.01528
21	1.9	0.39	0.95	0,11	32.04	18.01528
22	2.0	0.40	0.93	0,12	32.04	18.01528
23	2.1	0.31	0.91	0,13	32.04	18.01528
24	2.2	0.32	0.94	0,14	32.04	18.01528
25	2.3	0.33	0.92	0,15	32.04	18.01528

ДОДАТОК 8.2. Основні довідкові значення

Таблиця Д.8.2.1. Значення молярної маси деяких елементів, г/моль

Елемент	Атомна маса	Елемент	Атомна маса	Елемент	Атомна маса	Елемент	Атомна маса
H	1.008	N	14.007	S	32.064	Cl	35.453
C	12.011	O	15.999	P	30.974		

Таблиця 8.2.2. Значення густини деяких речовин, кг/м^3

t, °C	Густина ρ, кг/м^3					
	CO_2 $t_{кр}$= -78.5°C	H_2S $t_{кр}$= -60.35°C	NH_3 $t_{кр}$= -33.35°C	SO_2 $t_{кр}$= -10°C	H_2O	Повітря
0	1.947	1.5392	0.766	2.926	999.9	1.293
10	1.883	1.487	0.747	2.847	999.7	1.247
20	1.818	1.434	0.728	2.769	998.2	1.206
30	1.756	1.389	0.709	2.690	994.45	1.287
40	1.700	1.343	0.688	2.612	990.7	1.173
50	1.646	1.303	0.667	2.533	986.95	1.165
60	1.597	1.262	0.646	2.454	983.2	1.157
70	1.549	1.228	0.625	2.376	977	1.149
80	1.505	1.195	0.605	2.297	970.8	1.141
90	1.462	1.161	0.587	2.219	964.6	1.133
100	1.423	1.127	0.570	2.140	958.4	1.125

Таблиця Д.8.2.3. Парціальний тиск насиченої водяної пари

t, °C	0	5	10	15	20	25	30	35	40
p_{H_2O}, кПа	0,608	0,872	1,226	1,706	2,334	3,168	4,246	5,619	7,375

Таблиця Д.8.2.4. Значення константи Генрі деяких водних розчинів цільових компонентів у залежності від температури (°C) при P=0.1 МПа

t, °C	Константа Генрі (Ψ), кПа				
	Аміак NH_3	Діоксид сірки SO_2	Вуглекислий газ CO_2	Сірководень H_2S	Хлороводень HCl
0	107.844	72.860	219.597	266.206	25.881
10	140.036	106.176	264.223	374.000	182.491
20	177.213	144.346	317.918	490.530	349.495
30	220.149	187.373	382.525	615.796	526.894
40	269.735	235.259	460.261	749.798	714.687
50	327.002	288.003	553.795	892.536	912.875
60	393.137	345.605	666.336	1044.00	1121.00
70	469.517	408.065	801.748	1204.00	1340.00
80	557.726	475.382	964.678	1373.00	1570.00
90	659.597	547.558	1161.00	1551.00	1810.00
100	777.246	624.592	1397.00	1737.00	2060.00
120	1070.00	793.234	2022.00	2136.00	2591.00
140	1461.00	981.307	2927.00	2570.00	3164.00

Таблиця Д.8.2.5. Рівняння для визначення константи Генрі деяких водних розчинів цільових компонентів у залежності від температури (°C) при P=0.1 МПа

Цільовий компонент	Формула для визначення константи Генрі
Аміак (NH_3)	$\Psi_{NH_3}(t) = 207844e^{0.0144 \cdot t}$
Діоксид сірки (SO_2)	$\Psi_{SO_2}(t) = 219597e^{0.0185 \cdot t}$
Сірководень (H_2S)	$\Psi_{H_2S}(t) = 43.68t^2 + 10342.6t + 266205.74$
Хлороводень(HCl)	$\Psi_{HCl}(t) = 51.9729t^2 + 15141.23t + 25881.07$

Таблиця Д.8.2.6. Основні характеристики стандартного ряду насадок

Тип насадки	Типорозмір		Питома поверхня насадки	Вільний об'єм насадки
			σ, м^2/м^3	ε_c, м^3/м^3
1	2	3	4	5
Кільця Рашига керамічні регулярна насадка	1	50×50×5	110	0.735
	2	80×80×8	80	0.72
	3	100×100×10	60	0.70
Кільця Рашига керамічні нерегулярна насадка	4	6×6×1.5	940	0.65
	5	8×8×1.5	550	0.65
	6	10×10×1.5	440	0.70
	7	15×15×2	330	0.70
	8	25×25×3	200	0.74
	9	35×35×4	140	0.78
	10	50×50×5	90	0.785
	11	80×80×8	61	0.77
	12	100×100×10	65	0.81
Кільця Рашига сталеві нерегулярна насадка	13	10×10×0.5	500	0.88
	14	15×15×0.5	350	0.92
	15	25×25×0.8	220	0.92
	16	50×50×0.5	110	0.95
Кільця Рашига поліпропіленові	17	15×15	350	0.81
	18	25×25	220	0.85
	19	35×35	150	0.90
	20	50×50	110	0.92
	21	80×80	65	0.93
Сідла Берля керамічні	22	20	310	0.69
	23	25	250	0.70
	24	50×50×5	460	0.68
	25	80×80×8	260	0.69
	26	100×100×10	165	0.70
Сідла Берля фарфорові	27	3/8	660	0.65
	28	3/4	430	0.68
	29	1"	260	0.70
	30	1.5"	178	0.73
	31	2"	120	0.70
Сідла «Інталокс» керамічні	32	12.5	625	0.78
	33	19	335	0.77
	34	25	255	0.775
	35	38	195	0.81
	36	50	118	0.79
	37	75	76	0.83

1	2	3	4	5
Сідла «Інталокс» металічні	38	25	235	0.97
	39	40	170	0.97
	40	50	115	0.98
	41	60	90	0.98
	42	70	67	0.98
Сідла «Інталокс» поліпропіленові	43	25	258	0.89
	44	38	170	0.91
	45	50	120	0.92
Хордова насадка дерев’яна	46	10	100	0.55
	47	20	65	0.68
	48	30	48	0.77
Кільця Паля керамічні	49	25×25×3	220	0.7
	50	35×35×4	165	0.76
	51	50×50×5	120	0.78
	52	60×60×6	96	0.79
	53	75×75×7	98	0.77
	54	80×80×7	80	0.78
	55	90×90×9	77	0.78
	56	100×100×10	55	0.81
Кільця Паля сталеві	57	15×15×0.4	360	0.95
	58	25×25×0.6	215	0.95
	59	35×35×0.8	145	0.96
	60	50×50×1.0	112	097
	61	70×70×1.2	78	0.98
	62	90×90×1.5	65	0.98
Кільця Паля поліпропіленові	63	15×15	313	0.91
	64	25×25	220	0.90
	65	35×35	160	0.92
	66	38×38	144	0.93
	67	50×50	110	0.93
	68	75×75	98	0.94
	69	90×90	86	0.96
Кільця Паля фарфорові	70	25×25	220	0.73
	71	35×35	165	0.76
	72	50×50	120	0.77
	73	75×75	98	0.77
	74	80×80	80	0.78
	75	90×90	77	0.78
	76	100×100	55	0.81

Таблиця Д.8.2.7. Значення коефіцієнта молекулярної дифузії деяких газів і парів у повітрі за нормальних умов при температурі 0°С

Гази та пари	CO_2	H_2S	NH_3	SO_2	HCl
D_G^0, м²/с	10.62×10^{-6}	11.35×10^{-6}	19.3×10^{-6}	7.01×10^{-6}	12.1×10^{-6}

Таблиця Д.8.2.8. Значення коефіцієнта динамічної в'язкості μ деяких речовин у залежності від температури (°С) при *P*=0.1 МПа

t, °С		Динамічна в'язкість $\mu\times10^5$, Па·с					
	CO_2	H_2S	NH_3	SO_2	HCl	H_2O	Повітря
0	1.367	1.175	0.9350	1.158	1.33	178.80	1.708
10	1.415	1.227	0.9675	1.176	1.38	130.60	1.760
20	1.463	1.280	1.0000	1.195	1.43	100.40	1.812
30	1.510	1.325	1.0420	1.213	1.48	87.05	1.863
40	1.559	1.370	1.0760	1.232	1.53	73.69	1.908
50	1.607	1.420	1.1100	1.250	1.58	60.34	1.954
60	1.651	1.470	1.1480	1.254	1.63	46.99	2.000
70	1.694	1.505	1.1860	1.258	1.68	42.30	2.045
80	1.738	1.540	1.2210	1.262	1.73	37.62	2.090
90	1.783	1.575	1.2530	1.266	1.78	32.93	2.135
100	1.827	1.610	1.2850	1.270	1.83	28.25	2.180

Таблиця Д.8.2.9. Поверхневий натяг води та спирту

t, °С	20	30	40	50	60	70	80	90	95
σ_A, мН/м	23.049	22.134	21.219	20.304	19.389	18.474	17.56	16.645	16.187
σ_B, мН/м	73.385	71.577	69.768	67.96	66.151	64.343	62.534	60.726	59.821