

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ
імені ІГОРЯ СІКОРСЬКОГО»

Я.М. Корнієнко, С.С. Гайдай

**ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНОЇ
ТЕХНОЛОГІЇ – 4. МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ:
РОЗРАХУНКОВА РОБОТА**

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

Київ
КПІ ім. Ігоря Сікорського
2023

Процеси та обладнання хімічної технології – 4. Масообмінні процеси: розрахункова робота [Електронний ресурс]: навч. посіб. для студ. спеціальності 133 «Галузеве машинобудування», освітньої програми «Комп'ютерно-інтегровані технології проектування обладнання хімічної інженерії» / КПІ ім. Ігоря Сікорського; уклад.: Я.М. Корнієнко, С.С. Гайдай – Електронні текстові дані (1 файл: 4,47 Мбайт). – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського. – 2023. – 94 С.

Гриф надано Методичною радою КПІ ім. Ігоря Сікорського (протокол № 4 від 19.01.2023 р.) за поданням Вченої ради інженерно-хімічного факультету (протокол № 12 від 26.12.2022 р.)

Електронне мережне навчальне видання

Корнієнко Ярослав Микитович д.т.н., професор
Гайдай Сергій Сергійович, к.т.н., ст.викл.

ПРОЦЕСИ ТА ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ – 4.

МАСООБМІННІ ПРОЦЕСИ: РОЗРАХУНКОВА РОБОТА

Відповідальний

редактор

Корнієнко Я.М. д.т.н., професор

Рецензент:

Щербина В.Ю., д.т.н., професор

У навчальному посібнику наведені теоретичні матеріали для виконання розрахункової роботи з дисципліни: «Процеси та обладнання хімічної технології – 4. Масообмінні процеси», а саме – розрахунку абсорбційної колони насадкового типу.

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

© Я.М. Корнієнко, С.С. Гайдай, 2022

© КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2022

ВСТУП

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

Процес абсорбції на виробництвах є надзвичайно важливим, тому особливу увагу необхідно приділяти засвоєнню теоретичних знань при практичному виконанні розрахункової роботи із вибором найбільш енергоефективного обладнання, яке задовольняє всі поставлені вимоги на виробництвах. Застосування пакетів програмного забезпечення для розв'язку поставлених задач забезпечує мінімізацію витрат часу на вибір типового обладнання, а також дає змогу більш детально зрозуміти вплив кожного параметру на реалізацію процесу абсорбції при застосуванні масообмінного обладнання (насадкових абсорберів).

ЗМІСТ

Перелік умовних позначень та скорочень	6
Теоретичні відомості	11
1.1. Фізична модель процесу абсорбції. Статика процесу. Рівновага при абсорбції	11
1.2 Методика розрахунку концентрацій бінарних сумішей	12
1.3 Ідеальні розчини.....	16
1.4. Механізм процесу перенесення маси при абсорбції	18
1.5. Фактори, які впливають на величину середньої рушійної сили.....	19
1.6. Матеріальний баланс процесу абсорбції. Визначення мінімальних витрат поглинача.....	20
1.6.1. Матеріальний баланс процесу абсорбції.....	20
1.6.2. Визначення мінімальних витрат поглинача.....	21
1.7. Насадкові абсорбери	23
1.7.1. Розрахунок діаметра колони.....	27
1.7.2. Визначення швидкості газу в насадкових апаратах	27
1.7.3. Розрахунок висоти насадки апарата.....	31
2. РОЗРАХУНОК НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА.....	32
2.1. Матеріальний баланс.....	33
2.2. Визначення мінімальних питомих витрат поглинача	34
2.3. Визначення середньої рушійної сили процесу	36
2.4. Визначення робочої швидкості газу в абсорбері.....	39
2.5. Визначення висоти насадки (перший спосіб).....	41
2.6. Визначення висоти насадки (другий спосіб)	44
2.7 Гідравлічний опір насадки.....	47

2.8 Розрахунок витрат енергії на проведення процесу абсорбції.....	48
3. ПРИКЛАД РОЗРАХУНКУ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА	49
4. ПРИКЛАД ПРОГРАМИ РОЗРАХУНКУ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА В <i>MATHCAD</i>	67
Рекомендації щодо оформлення розрахункової роботи	85
Запитання для самоконтролю.....	86
Список рекомендованої літератури	87
ДОДАТОК 1. Завдання до розрахунку	88
ДОДАТОК 2. Табличні дані	90

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ ТА СКОРОЧЕНЬ

- d_e – еквівалентний діаметр насадки, м;
- $D_{\text{розр}}$ – розрахунковий діаметр абсорбера, м;
- D – прийнятий розрахунковий номенклатурний діаметр абсорбера, м;
- $F_{\text{масообміну}}$ – загальна необхідна поверхню масообміну, м^2 ;
- G – масові витрати інертного газу (B) (газового носія цільового компонента (A)), $\text{кг}_B/\text{с}$;
- $G_{\text{п}}, G_{\text{к}}$ – масові витрати газової суміші ($A+B$) на початку та вкінці процесу відповідно, $\text{кг}_{AC}/\text{с}$;
- $H_{\text{абсорбера}}$ – загальна висота абсорбера, м;
- $H_{\text{насадки}}$ – висота насадки в колоні, м;
- K_x, K_y – коефіцієнти масопередачі в абсорбері, $\text{кг}/\text{м}^2\text{с}$
- L – масові витрати абсорбенту (рідкого поглинача цільового компонента), $\text{кг}_C/\text{с}$;
- $L_{A\text{п}}, L_{A\text{к}}$ – витрати цільового компонента на початку та вкінці процесу відповідно, $\text{кг}_A/\text{с}$;
- $L_{\text{п}}, L_{\text{к}}$ – масові витрати рідкої суміші ($A+C$) на початку та вкінці процесу відповідно, $\text{кг}_{AC}/\text{с}$;
- l_{min} – мінімальні питомі витрати поглинача, $\text{кг}_L/\text{кг}_G$;
- $l_{\text{д}}$ – дійсні питомі витрати поглинача, $\text{кг}_L/\text{кг}_G$;
- M – продуктивність по цільовому компоненту, що поглинається (кількість маси, що переходить із газової фази до рідкої через межу розділу фаз), $\text{кг}_A/\text{с}$;
- M_A – молекулярна маса цільового компонента (A), $\text{кг}_A/\text{кмоль}_A$;
- M_B – молекулярна маса носія цільового компонента (A) у газовій фазі, $\text{кг}_B/\text{кмоль}_B$;
- M_C – молекулярна маса поглинача цільового компонента (A) у рідкій фазі, $\text{кг}_C/\text{кмоль}_C$;
- $n_{AG\text{п}}, n_{AG\text{к}}$ – число кіломолей цільового компонента у газовій фазі (G) відповідно на початку та вкінці процесу, кмоль_A ;

$n_{ALп}, n_{ALк}$ – число кіломолей цільового компонента у рідкій фазі (L) відповідно на початку та вкінці процесу, кмоль_A;

$n_{BGп}, n_{BGк}$ – число кіломолей носія цільового компонента у газовій фазі (G) відповідно на початку та вкінці процесу, кмоль_B;

$n_{CLCп}, n_{CLк}$ – 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;

$p_A, p_B, p_п$ – парціальний тиск цільового компонента A , носія цільового компонента B у газовій фазі та парів абсорбенту (поглинача) Па;

p_A^p – рівноважний парціальний тиск цільового компонента у газовій фазі, Па;

$\overline{p_п}$ – пружність насиченої пари над розчином, Н/м³;

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°C, $T_0 = 273$ К;

t – робоча температура, °C;

U – щільність зрошення в абсорбційній колоні, м³/(м²с);

$U_{опт}$ – оптимальна щільність зрошення в абсорбційній колоні, м³/(м²с);

V – вільний об'єм насадки, м³/м³;

$V_{Gп}$ – об'ємні витрати газової суміші на вході до абсорбера (за нормальних умов), м³/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, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AC}$;
- $X_{\text{п}}, X_{\text{к}}$ – масова частка цільового компоненту у рідкій фазі відповідно на початку та вкінці процесу, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AC}$;
- $\bar{x}, \bar{x}_A$ – відносна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L , $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_C$;
- $\bar{x}_{\text{п}}, \bar{x}_{\text{к}}$ – відносна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_C$;
- $\bar{X}, \bar{X}_A$ – відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі L , $\text{кг}_A/\text{кг}_C$;
- $\bar{X}_{\text{п}}, \bar{X}_{\text{к}}$ – відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, $\text{кг}_A/\text{кг}_C$;
- $x^{\text{р}}, x_A^{\text{р}}$ – рівноважна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L , $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_{AC}$;
- $x_{\text{п}}^{\text{р}}, x_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_{AC}$;
- $\bar{x}^{\text{р}}, \bar{x}_A^{\text{р}}$ – рівноважна відносна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L , $\text{кг}_A/\text{кг}_C$;
- $\bar{x}_{\text{п}}^{\text{р}}, \bar{x}_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна відносна мольна частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, $\text{кг}_A/\text{кг}_C$;
- $\bar{X}^{\text{р}}, \bar{X}_A^{\text{р}}$ – рівноважна відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі L , $\text{кг}_A/\text{кг}_C$;
- $\bar{X}_{\text{п}}^{\text{р}}, \bar{X}_{\text{к}}^{\text{р}}$ – рівноважна відносна масова частка цільового компонента A у рідкій фазі L початкова та кінцева відповідно, $\text{кг}_A/\text{кг}_C$;
- y, y_A – мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G , $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_{AB}$;
- $y_{\text{п}}, y_{\text{к}}$ – мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_{AB}$;
- Y, Y_A – масова частка цільового компоненту у газовій фазі, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AB}$;
- $Y_{\text{п}}, Y_{\text{к}}$ – масова частка цільового компоненту у газовій фазі відповідно на початку та вкінці процесу, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AB}$;
- $\bar{y}, \bar{y}_A$ – відносна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G , $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_B$;
- $\bar{y}_{\text{п}}, \bar{y}_{\text{к}}$ – відносна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_B$;

- $\bar{Y}, \bar{Y}_A$ – відносна масова частка цільового компонента A у газовій фазі G , $\text{кг}_A/\text{кг}_B$;
- $\bar{Y}_\Pi, \bar{Y}_\kappa$ – відносна масова частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$;
- y^p, y_A^p – рівноважна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G , $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_{AB}$;
- y_Π^p, y_κ^p – рівноважна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, $\text{кмоль}_A/\text{кмоль}_{AB}$;
- $\bar{y}^p, \bar{y}_A^p$ – рівноважна відносна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G , $\text{кг}_A/\text{кг}_B$;
- $\bar{y}_\Pi^p, \bar{y}_\kappa^p$ – рівноважна відносна мольна частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$;
- $\bar{Y}^p, \bar{Y}_A^p$ – рівноважна відносна масова частка цільового компонента A у газовій фазі G , $\text{кг}_A/\text{кг}_B$;
- $\bar{Y}_\Pi^p, \bar{Y}_\kappa^p$ – рівноважна відносна масова частка цільового компонента A у газовій фазі G початкова та кінцева відповідно, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$;
- $\Gamma_{\min}$ – мінімальна лінійна щільність зрошення, $\text{м}^3/\text{м}^2\text{с}$;
- Ψ – константа Генрі для розчинів, Па;
- ρ_A – густина цільового компонента A при заданій робочій температурі t , $\text{кг}_B/\text{м}^3$;
- ρ_B – густина газового носія цільового компонента A при заданій робочій температурі t , $\text{кг}_B/\text{м}^3$;
- ρ_C – густина поглинача цільового компонента A при заданій робочій температурі t , $\text{кг}_C/\text{м}^3$;
- ρ_G – густина газової суміші $(A+B)$ на вході при заданій робочій температурі t , $\text{кг}_C/\text{м}^3$;
- ρ_L – густина поглинача C цільового компонента A при заданій робочій температурі t , $\text{кг}_C/\text{м}^3$;
- μ_A – динамічна в'язкість цільового компонента A у газовій фазі при заданій робочій температурі t , $\text{Па}\cdot\text{с}$;
- μ_B – динамічна в'язкість інертного газу B , носія цільового компонента A при заданій робочій температурі t , $\text{Па}\cdot\text{с}$;

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, м²/ м³;

σ_L – поверхневий натяг слабкого розчину, Н/м;

$\Delta Y_{T,A}$ – рушійна сила по газовій фазі G на початку процесу, виражена через відносну масову частку, кг_A/кг_B;

$\Delta Y_{T,B}$ – 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/м²с;

β_y – коефіцієнт масовіддачі у газовій фазі, кг/м²с;

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.

ТЕОРЕТИЧНІ ВІДОМОСТІ

1.1. 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 1.1.

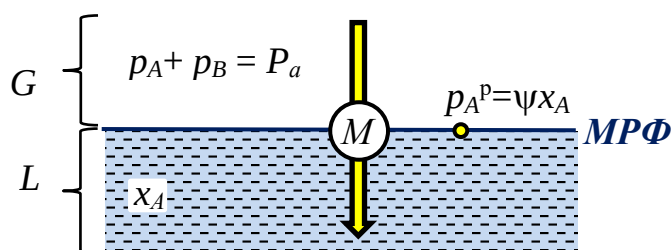


Рисунок 1.1. Фізична модель процесу абсорбції

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^p дуже невеликий і можливе повне поглинання цільового компонента (Наприклад, одержання кислот HCl , H_2SO_4 , HNO_3 та інших).

При абсорбції, десорбції та хемосорбції склад фаз виражається через парціальний тиск (p_A [Па]) та частки цільового компонента в рідкій та газовій (паровій) фазах, таблиця 1.1.

Таблиця 1.1. Способи вираження складу фаз двокомпонентних систем рідина-газ

Концентрація (цільового компонента A)	у рідкій фазі L	у газовій фазі G
мольна частка	x [кмоль $_A$ /кмоль $_{AC}$]	y [кмоль $_A$ /кмоль $_{AB}$]
масова частка	X [кг $_A$ /кг $_{AC}$]	Y [кг $_A$ /кг $_{AB}$]
відносна мольна частка	$\bar{x}$ [кмоль $_A$ /кмоль $_C$]	$\bar{y}$ [кмоль $_A$ /кмоль $_B$]
відносна масова частка	$\bar{X}$ [кг $_A$ /кг $_C$]	$\bar{Y}$ [кг $_A$ /кг $_B$]

***Примітка.** Індексом « A » позначається цільовий компонент бінарної суміші, « B » – носій цільового компонента у газовій фазі G , « AB » – газова (парова) суміш газового (парового) носія у фазі G та цільового компонента A , « AC » – рідка суміш поглинача (носія у фазі L) та цільового компонента A .

1.2 Методика розрахунку концентрацій бінарних сумішей

Бінарна суміш складається з компонентів A і B , можна визначити такими способами:

1. Масова частка.

Позначимо масу компонента A – m_A , а масу компонента B – m_B . Тоді маса суміші двох компонентів виразиться, кг $_{AB}$:

$$m = m_A + m_B$$

Звідси масові частки компонентів A [кг $_A$ /кг $_{AB}$] і B [кг $_B$ /кг $_{AB}$] відповідно розраховується:

$$\left. \begin{aligned} a_A &= \frac{m_A}{m} = \frac{m_A}{m_A + m_B} \\ a_B &= \frac{m_B}{m} = \frac{m_B}{m_A + m_B} \end{aligned} \right\}$$

При цьому виконується умова $a_A + a_B = 1$. Відповідно масові відсотки компонентів A і B розраховується за виразами:

$$\bar{a}_A = \frac{m_A}{m} 100\%; \quad \bar{a}_B = \frac{m_B}{m} 100\%.$$

2. Мольна частка.

Якщо n_A і n_B – відповідно число кіломолей компонента A та компонента B , то сумарне число кіломолей, кмоль:

$$n = n_A + n_B$$

Мольні частки компонентів A [кмоль_A/кмоль_{AB}] та B [кмоль_B/кмоль_{AB}] розраховується за виразом:

$$x_A = \frac{n_A}{n}; \quad x_B = \frac{n_B}{n}.$$

При цьому $x_A + x_B = 1$.

Примітка: Зазвичай позначають через x концентрацію цільового компонента в рідкій фазі, а через y – концентрацію цільового компонента в газовій (паровій) фазі.

Формули перерахунку масової концентрації в мольну.

Позначимо молекулярну масу компонентів A і B відповідно μ_A [кг_A/кмоль_A] та μ_B [кг_B/кмоль_B].

Візьмемо 1 кг суміші цих двох компонентів ($m = m_A + m_B = 1$ кг), що містять масові частки a_A [кг_A/кг_{AB}] і a_B [кг_B/кг_{AB}].

Тоді число кіломолей компонента A [кмоль_A] визначиться як:

$$n_A = \frac{1 \cdot a_A}{\mu_A},$$

а число кіломолей компонента B [кмоль_B]:

$$n_B = \frac{1 \cdot a_B}{\mu_B},$$

Загальне число кіломолей в суміші [кмоль_{AB}] буде:

$$n = n_A + n_B = \frac{a_A}{\mu_A} + \frac{a_B}{\mu_B}$$

Звідси мольна частка компонента A [кмоль _{A} /кмоль _{AB}]:

$$x_A = \frac{\frac{a_A}{\mu_A}}{\frac{a_A}{\mu_A} + \frac{a_B}{\mu_B}}$$

і компонента B [кмоль _{B} /кмоль _{AB}]:

$$x_B = \frac{\frac{a_B}{\mu_B}}{\frac{a_A}{\mu_A} + \frac{a_B}{\mu_B}}$$

Умови нормування: $x_A + x_B = 1$.

Зворотній перерахунок мольної частки у масову проводиться за формулою:

$$a_B = \frac{x_A \mu_A}{x_A \mu_A + x_B \mu_B}$$

тобто $M_A = x_A \mu_A$; $M_B = x_B \mu_B$.

3. Об'ємна концентрація

Об'ємна масова [кг/м³] та об'ємна мольна [кмоль/м³] концентрації.

Нехай маса 1 м³ суміші дорівнює M . Тобто це густина, яка виражається за формулою:

$$C_A + C_B = \rho_C,$$

звідси масова частка компонента A дорівнює:

$$a_A = \frac{C_A}{\rho_C}; \quad a_B = \frac{C_B}{\rho_C}$$

4. Відносна масова і мольна концентрації

У процесі абсорбції при складанні рівняння матеріального балансу зручніше виражати концентрації у вигляді відношення маси речовини цільового компонента до маси речовини носія. Наприклад: суміш NH₃ – повітря: кг_{NH₃}/кг_{повітря} або кмоль_{NH₃}/кмоль_{повітря}.

Якщо масова частка компонента A (цільовий компонент) позначити через a_A , а масову частку компонента B (носій) то $a_B = 1 - a_A$, тоді відносна масова частка компонента A визначається за виразом: [кг _{A} /кг _{B}]:

$$X_A = \frac{a_A}{1 - a_A}$$

Якщо через x_A позначати мольну частку компонента, а через $x_B = 1 - x_A$, тоді відносна мольна частка компонента A [кмоль_A/кмоль_B] виразиться:

$$\bar{x}_A = \frac{x_A}{1 - x_A}$$

Зворотній перерахунок відносної мольної концентрації $\bar{x}_A$ в мольну x_A проводиться за виразом:

$$x_A = \frac{\bar{x}_A}{1 + \bar{x}_A}$$

5. Вираження концентрації через парціальний тиск компонентів.

Парціальний тиск у суміші газів пропорційний концентрації компонентів.

Згідно закону Дальтона, тиск суміші газів дорівнює сумі парціальних тисків компонентів:

$$P = p_A + p_B$$

Величини P і V пропорційні, тобто $P_A V = P V_A$, тоді об'ємна частка компонента A :

$$\bar{V}_A = \frac{V_A}{V} = \frac{P_A}{P}$$

Враховуючи те, що об'єм 1 кілограм молекул газу займає 22.4 м³, то об'ємна частка дорівнює мольній, тобто:

$$v_A = y_A,$$

звідки:

$$y_A = \frac{V_A}{V} = \frac{P_A}{P}$$

і парціальний тиск компонента A :

$$p_A = P y_A$$

Формули перерахунку парціального тиску у відносні концентрації

Тиск 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:

$$R_A = \frac{R}{\mu_A}; \quad R_B = \frac{R}{\mu_B}$$

де R – універсальна газова стала; μ_A і μ_B – молекулярна маса компонентів A [кг_A/кмоль_A] і B [кг_B/кмоль_B].

Запишемо рівняння газового стану для цільового компонента A :

$$p_A V = M_A \frac{R}{\mu_A} T \quad (1)$$

і компонента B (носія):

$$p_B V = M_B \frac{R}{\mu_B} T \quad (2)$$

Якщо $p_B = P - p_A$, тоді рівняння (2) набуде вигляду:

$$(P - p_A) V = M_B \frac{R}{\mu_B} T \quad (3)$$

Розділивши почленно рівняння (1) і (3):

$$\frac{p_A}{P - p_A} = \frac{M_A \mu_B}{M_B \mu_A} \quad (4)$$

Враховуючи те, що $M_A/M_B = \bar{Y}_A$ – **відносна масова** частка цільового компонента A , [кг_A/кг_B] то вираз (4) зводиться до такого вигляду:

$$\frac{p_A}{P - p_A} = \bar{Y}_A \frac{\mu_B}{\mu_A} \quad (5)$$

Тоді **відносна масова** концентрація цільового компонента A із виразу (5) [кг_A/кг_B]:

$$\bar{Y}_A = \frac{p_A \mu_A}{(P - p_A) \mu_B}$$

Ці формули широко застосовуються при розрахунку процесу абсорбції.

1.3 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^p) 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:

$$p_A^p = \Psi x_A$$

а парціальний тиск цільового компонента A в газовій фазі дорівнює:

$$p_A = y_A^p P$$

то в стані рівноваги виконується умова:

$$p_A = p_A^p$$

тобто:

$$y_A^p P = \Psi x_A$$

звідки рівноважна **мольна** частка цільового компонента A в газовій фазі **[кмоль_A/кмоль_{AB}]**:

$$y_A^p = \frac{\Psi}{P} x_A$$

$$y_A^p = m x_A \quad (6)$$

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 (поглинач), 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, $T=273$ [K];

C_Ψ – константа, яка залежить від природи газу і рідини.

1.4. 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 $\Delta \bar{Y}_{\text{cp}}$ відповідно запишеться:

$$M = K_Y F \cdot \Delta \bar{Y}_{\text{cp}},$$

Якщо середню рушійну силу виразити через різницю парціальних тисків, рисунок 1.2, то основне рівняння масопередачі для абсорбції набуває виду:

$$M = K_P F \cdot \Delta P_{\text{cp}}$$

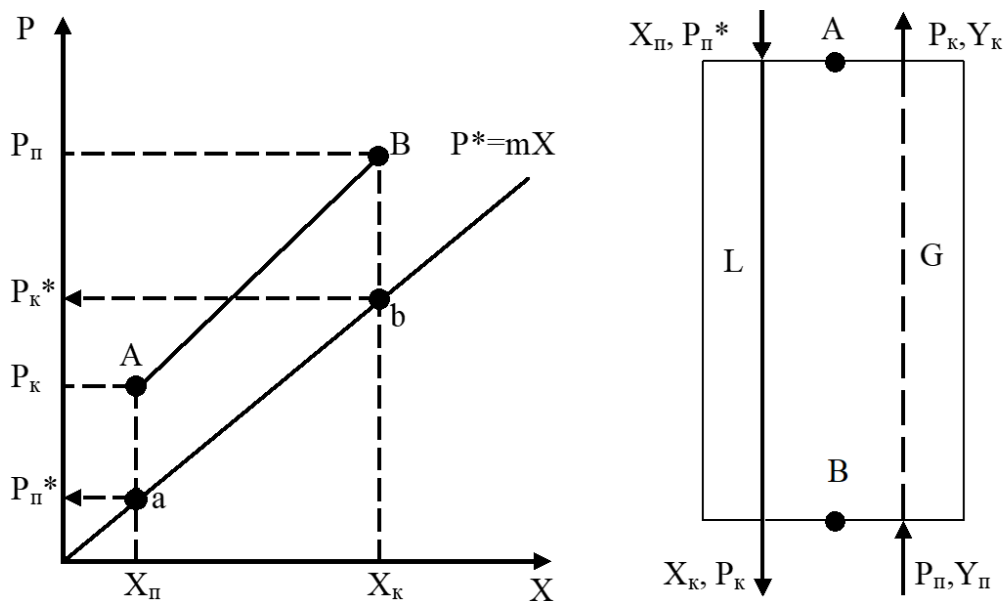


Рисунок 1.2. Визначення рушійної сили через парціальний тиск

Рівноважний парціальний тиск над поверхнею рідини визначається за виразом на вході і виході рідини з абсорбера:

$$P_{\Pi}^* = \psi x_{\Pi}; \quad P_K^* = \psi x_K$$

Парціальний тиск в газовій фазі визначається за законом Дальтона:

$$p_{\Pi} = y_{\Pi} P; \quad p_K = y_K P,$$

де P – загальний тиск у системі.

Тоді рушійною силою для точки B , рисунок 1.2, є відрізок Bb , або $\Delta P_B = p_{\Pi} - p_K^*$, а для точки A – Aa , тобто $\Delta P_A = p_K - p_{\Pi}^*$.

Якщо $\Delta P_B = \Delta P_{\text{більше}}$, а $\Delta P_A = \Delta P_{\text{менше}}$, а їх відношення $\frac{\Delta P_{\text{більше}}}{\Delta P_{\text{менше}}} > 2$, то середня

рушійна сила визначиться за виразом:

$$\Delta P_{\text{сер}} = \frac{\Delta P_{\text{більше}} - \Delta P_{\text{менше}}}{\ln \frac{\Delta P_{\text{більше}}}{\Delta P_{\text{менше}}}}$$

Коефіцієнт масопередачі визначається за відомим виразом через окремі коефіцієнти масовіддачі в кожній із фаз [кг/(м²с)]:

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

або загальний дифузійний опір процесу дорівнює сумі дифузійних опорів в кожній із фаз:

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

1.5. Фактори, які впливають на величину середньої рушійної сили

Розрахунок середньої рушійної сили проводиться за виразами, наведеними раніше. Разом з тим, при організації процесу слід мати на увазі, що найбільш суттєво впливає на величину середньої рушійної сили *температура та перемішування*.

Підвищення температури при абсорбції відбувається за рахунок виділення теплоти при поглинанні речовини. Підвищення температури поглинача приводить до зменшення середньої рушійної сили за рахунок збільшення кута нахилу кривої рівноваги. Ця особливість повинна враховуватись при побудові дійсної кривої рівноваги, яка має місце при неізотермічній абсорбції.

Перемішування, що існує в реальних апаратах, знижує середню рушійну силу. Швидкість потоків всередині апарату не постійна, траєкторії руху частинок не прямолінійні, частина потоків фаз "проскакує" не приймаючи участь в масообміні, що і зумовлює перемішування, яке призводить до зниження $\Delta Y_{\text{ср}}$. Турбулентна та молекулярна дифузія також призводять до вирівнювання

концентрацій. Особливо фактор перемішування суттєво впливає при застосуванні апаратів великих розмірів.

1.6. Матеріальний баланс процесу абсорбції. Визначення мінімальних витрат поглинач

1.6.1. 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, $\text{кг}_{\text{носія}}/\text{с}$;

$\bar{Y}$ та $\bar{X}$ – відносна масова концентрація цільового компонента A в газовій (G) [$\text{кг}_A/\text{кг}_B$] та в рідкій (L) [$\text{кг}_A/\text{кг}_C$] фазах.

Для всього абсорбера при зміні відносної масової концентрації в газовій фазі від $\bar{Y}_\Pi$ до $\bar{Y}_\kappa$ ($\text{кг}_A/\text{кг}_B$) і в рідкій фазі від $\bar{X}_\Pi$ до $\bar{X}_\kappa$ ($\text{кг}_A/\text{кг}_B$), рисунок 1.3, рівняння матеріального балансу набуває виду:

$$G (\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_\kappa) = L (\bar{X}_\kappa - \bar{X}_\Pi).$$

Звідки питомі витрати абсорбенту (поглинач) визначаються як:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_\kappa}{\bar{X}_\kappa - \bar{X}_\Pi}$$

На діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$ питомі витрати поглинач є тангенсом кута нахилу робочої лінії процесу:

$$l = \text{tg}\alpha = L/G$$

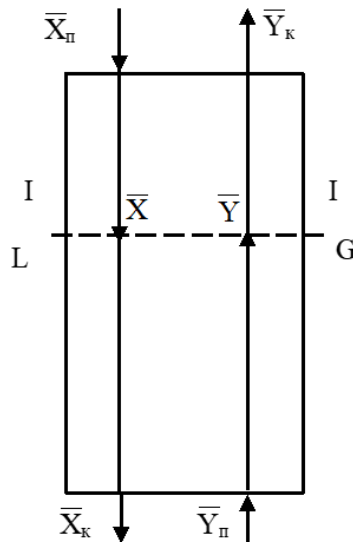


Рисунок 1.3. Схема до виведення робочої лінії абсорбції

Якщо рівняння матеріального балансу абсорбції в диференціальній формі проінтегрувати в межах – низ апарату та перетин $I-I$, рисунок 1.3:

$$-\int_{\bar{Y}_п}^{\bar{Y}} G d\bar{Y} = \int_{\bar{X}_к}^{\bar{X}} G d\bar{X}$$

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 $A = L/G = \text{tg}\alpha$.

1.6.2. Визначення мінімальних витрат поглинача

Побудуємо робочу лінію на діаграмі $\bar{Y}-\bar{X}$, рисунок 1.4.

Проводимо аналіз щодо вибору концентрації цільового компонента на виході з абсорбера $\bar{X}_к$.

Розглянемо випадок, коли $\bar{X}_k$ прямує до $\bar{X}_k^p$, тобто точка $B \rightarrow B_2$, і робоча лінія процесу виразиться лінією AB_2 , рисунок 1.4. При цьому кут $\alpha \rightarrow \alpha_{\min}$ і $\operatorname{tg} \alpha \rightarrow \operatorname{tg} \alpha_{\min}$.

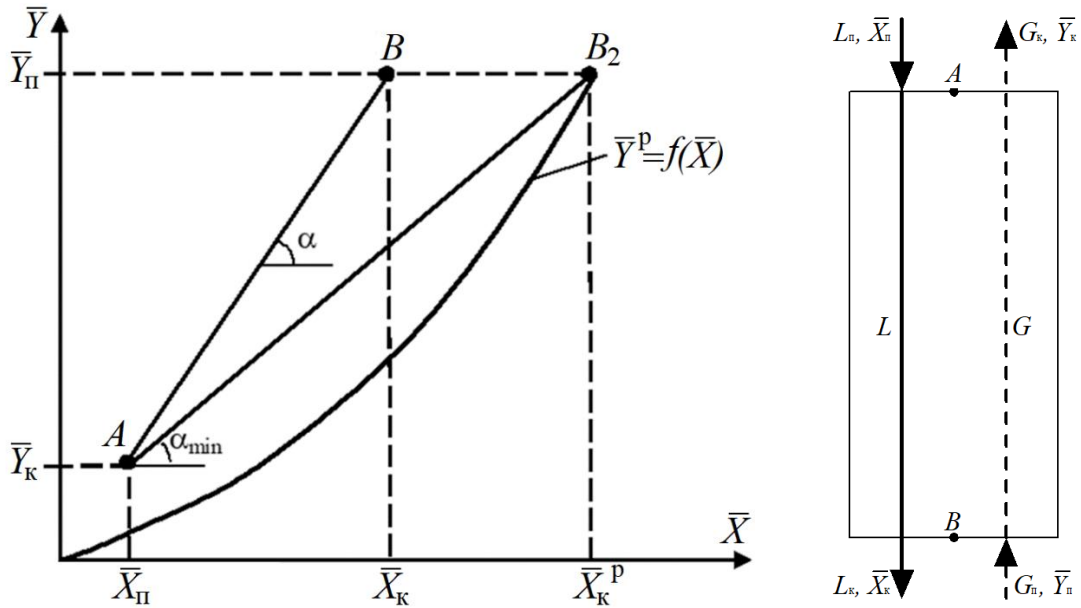


Рисунок 1.4. Схема до визначення мінімальних витрат поглинача

Тобто:

$$\operatorname{tg} \alpha_{\min} = \frac{L_{\min}}{G}$$

$$\operatorname{tg} \alpha_{\min} = l_{\min} = \frac{L_{\min}}{G} = \frac{\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_k}{\bar{X}_k^p - \bar{X}_\Pi} \quad (7)$$

При цьому $\Delta \bar{Y}_{B_2} = 0$ і $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} \rightarrow 0$.

Тоді для подачі заданої маси цільового компонента з однієї фази до іншої

$$M = K_Y \Delta \bar{Y}_{\text{ср}} F.$$

При $\Delta \bar{Y}_{\text{ср}} \rightarrow 0$ поверхня масообміну $F \rightarrow \infty$.

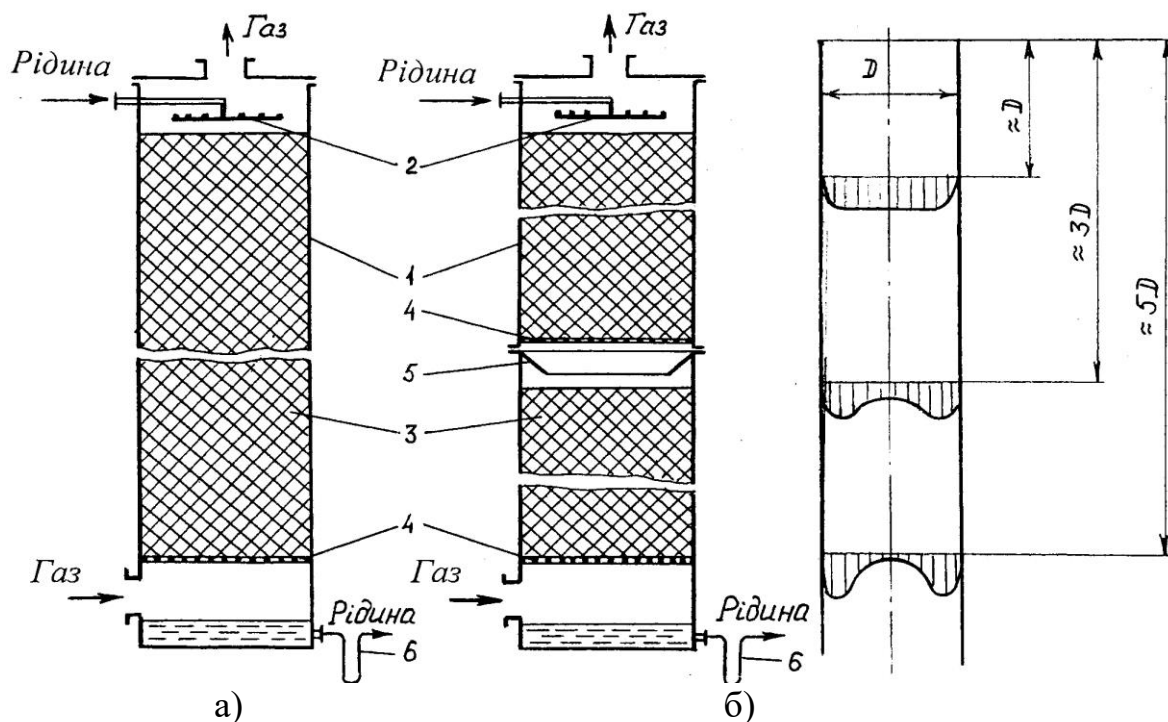
Цей випадок є також практично нездійсненим.

Таким чином, для практичної реалізації процесу витрати поглинача обираються на 20% більшими $l_{\min}$ або $\bar{X}_k = 0.8 \bar{X}_k^p$.

Оптимальні витрати визначаються на основі техніко-економічного розрахунку.

1.7. 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 розподільного пристрою та стікає по поверхні насадкових тіл у вигляді тонкої плівки, рисунок 1.5. 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 $3\div 4$ м у кожній секції), а між ними встановлюють перерозподільвачі рідини, які спрямовують рідину від внутрішньої стінки корпусу до його поздовжньої осі, рисунок 1.5 б).



а – зі щільним шаром насадки; б – із секційним розташуванням насадки;
1 – корпус, 2 – зрошувальний пристрій (розподільувач рідини); 3 – насадка;
4 – опорна решітка; 5 – перерозподільувач рідини; 6 – гідравлічний затвор;
в – розподіл зрошувальної рідини по висоті контактної частини насадкової колони

Рисунок 1.5. Насадкові абсорбери

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).

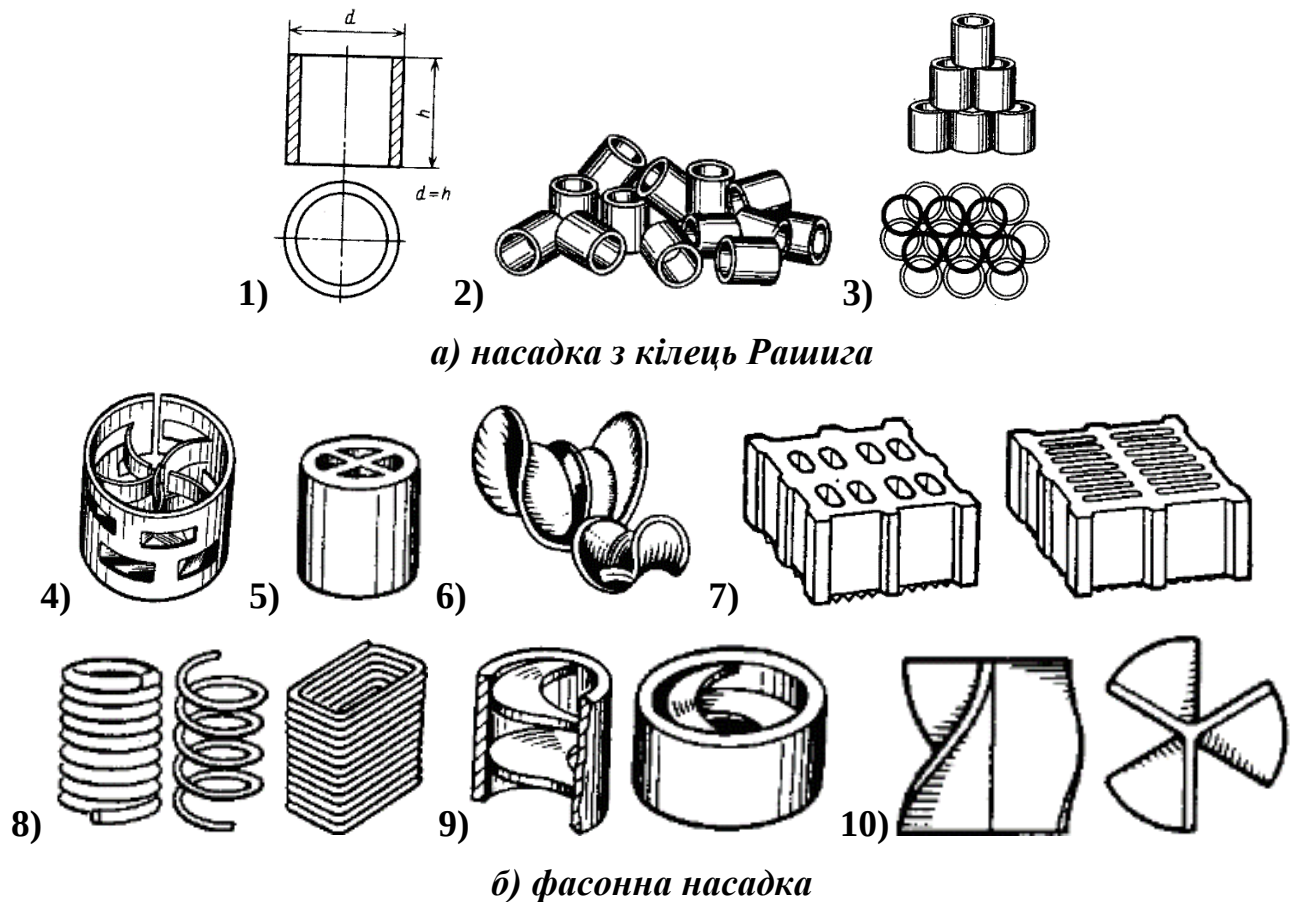
Під час роботи насадкової колони в плівковому режимі зазвичай рідина змочує не всю поверхню насадки. У цьому разі поверхня масопередачі буде меншою, ніж поверхня насадки. Відношення питомої змоченої поверхні $\sigma_{зм}$ до всієї питомої поверхні насадки називається коефіцієнтом змочення ψ :

$$\psi = \sigma_{зм} / \sigma$$

Значення ψ залежить від щільності зрошення U ($\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$), 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.*

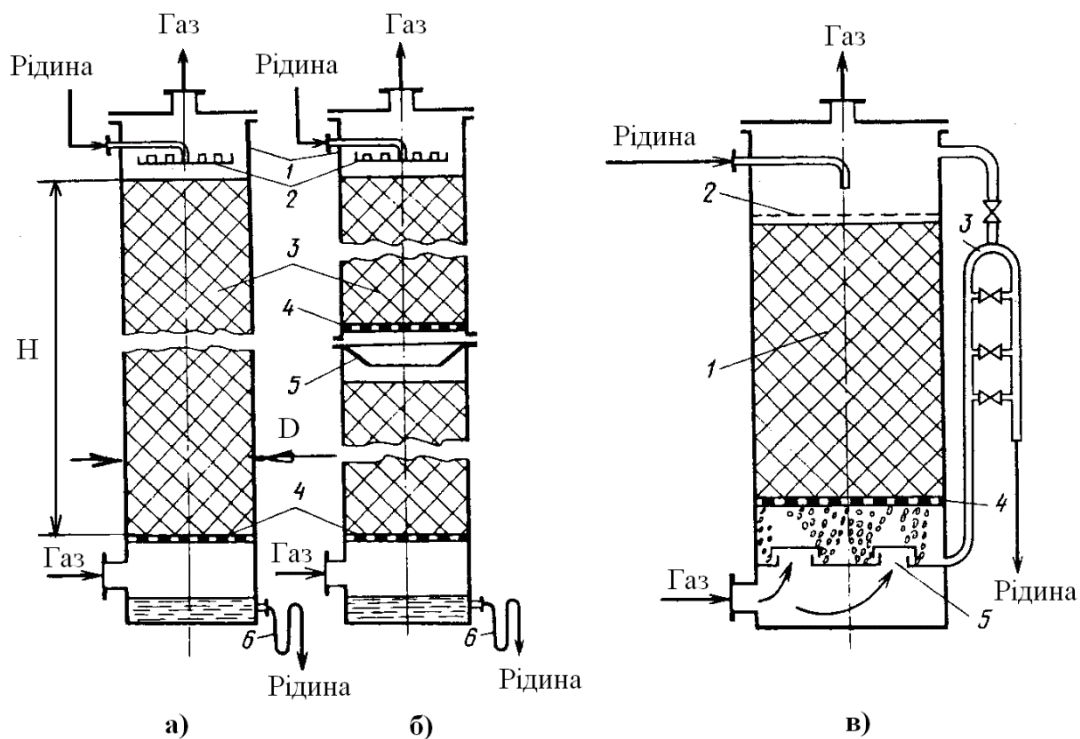
У якості насадки використовуються керамічні кільця, в яких діаметр рівний висоті (25×25 мм, 50×50 мм, і т. п.), кокс, шматки андезиту, гравій, фігурні керамічні елементи (сідла), дротяні пакети, дерев'яні рейки (хордова насадка) і т. п. Основні типи насадок наведені на рисунку 1.6.



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 1.6. Типи насадок для насадкових апаратів

Типові конструкції насадкових апаратів наведено на рисунку 1.7.



- 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 1.7. Насадкові абсорбери

Вибір насадки залежить від умов проведення процесу і визначає розмір апарата. Характеристики насадок наведені в довідковій літературі.

Основними характеристиками насадки є

1. питома поверхня насадки – σ [$\text{м}^2/\text{м}^3$], яка визначає поверхню в одному кубічному метрі насадки
2. вільний об'єм насадки – ϵ_c [$\text{м}^3/\text{м}^3$], який визначає об'єм пустот в 1 м^3 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).

1.7.1. Розрахунок діаметра колони

Діаметр колони визначається з виразу:

$$V_{\text{сек}} = f w_G \quad (8)$$

де $V_{\text{сек}}$ – об’ємні витрати основної фази (газ, пара) $[\text{м}^3/\text{с}]$;

f – площа перерізу апарата $[\text{м}^2]$;

w_G – приведена швидкість потоку фази, тобто віднесена до повного перерізу апарата $[\text{м}/\text{с}]$.

З рівняння (8) визначається площа перерізу апарата f і його діаметр D :

$$f = \frac{V_{\text{сек}}}{w_G}$$
$$D = \sqrt{\frac{4V_{\text{сек}}}{\pi w_G}}$$

1.7.2. 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 1.8.

Потік рідини в насадковому абсорбері зручно виражати як *питому масову або об'ємну щільність зрошення* – V_0 [$\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$]. 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 ($\psi > 1$). З іншої сторони, якщо питома поверхня насадки σ [$\text{м}^2/\text{м}^3$], 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:

$$d_e = \frac{4f\varepsilon_c}{\Pi} = \frac{4\varepsilon_c\psi}{\sigma},$$

де ε – порозність насадки (вільний об'єм насадки).

Критерій Рейнольдса для потоку рідини в шарі насадки враховується як:

$$w_L = \frac{V_L}{\sigma f} = \frac{V_0}{\varepsilon_c}, \quad \text{буде} \quad \text{Re}_L = \frac{w_L d_e}{\nu_L} = \frac{4V_0\psi}{\sigma\nu_L}$$

Щільність зрошення V_0 дорівнює швидкості рідини w_L , віднесеної до площі поперечного перетину всього абсорбера, тому:

$$\text{Re}_L = \frac{4W_L\psi}{\sigma\nu_L}$$

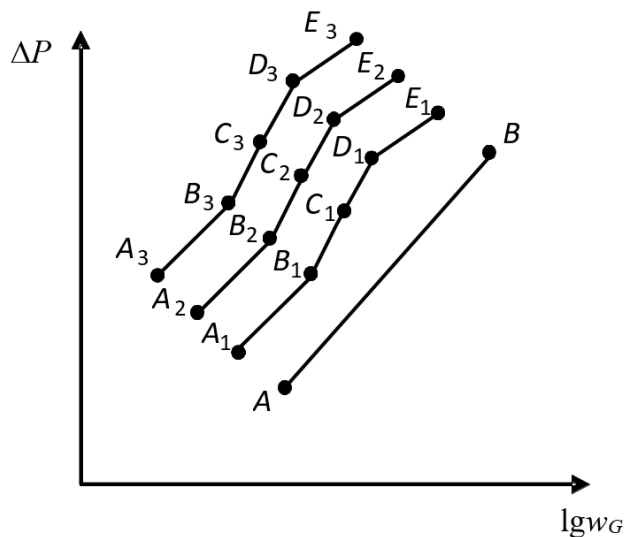
Аналогічно для газового потоку:

$$\text{Re}_G = \frac{4w_G\psi}{\sigma\nu_G}$$

У насадці абсорбера завжди знаходиться деяка кількість рідини, яка частково змінюється безперервним потоком. Ця кількість рідини, віднесена до об'єму насадки [$\text{м}^3/\text{м}^3$] називається утримуючою здатністю насадки (U_3). Ця величина збільшується зі збільшенням щільності зрошення, а при зустрічному русі газової фази також залежить від швидкості газу і його фізичних властивостей.

Розрізняють чотири режими зустрічного руху рідини і газу в шарі насадки

1. При незначних витратах газу і рідини остання *стікає у вигляді плівки по поверхні насадки*, величина U_3 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 1.8). Межею цього плівкового режиму є точка, початок гальмування, або підвисання – B_1 .



AB – суха насадка;
 A_1E_1 ; A_2E_2 ; A_3E_3 – гідрравлічний опір насадки при збільшенні щільності зрошення

Рисунок 1.8. Логарифмічна залежність гідрравлічного опору від швидкості газу

2. У другому режимі завдяки гальмівній дії газового потоку, швидкість руху рідини зменшується, величина U_3 збільшується, і, відповідно, зменшується порозність шару насадки. *Перепад тиску ΔP збільшується у плівковому режимі (A_1B_1) $\Delta P \sim W_2^2$* , а в режимі підвисання (ділянка B_1C_1) до $\Delta P \sim W_2^{4-5}$

3. Накопичення рідини в шарі насадки продовжується до моменту зрівноваження сил тяжіння силами тертя і призводить до існування третього режиму – захлинання чи барботажу.

Характерною ознакою цього режиму, який супроводжується збільшенням ΔP , є інверсія 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 бризок 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:

$$U_z = U_{ст} + U_{дин}$$

$U_{ст}$ – 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 приходить на одиницю зрошуваної поверхні насадки, дорівнює середній товщині рідинної плівки ($\delta = U_{з/а}$).

Величини $U_{ст}$ і $U_{дин}$ визначаються за емпіричними формулами:

$$U_{дин} = 0.747 Re_L^{0.64} Ga^{0.42}; \quad Ga = \frac{g}{\sigma^3 \nu_L^2}$$

$$U_{ст} = b(\sigma_1 / \Pi)^{0.5P} (\mu_L^m \sigma_{натяг}^n / \rho_m^{0.37})$$

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:

$$\lg \left(\frac{w_G^2 \sigma \rho_G}{g \varepsilon_c^3 \rho_L} \mu_L^{0.16} \right) = A - B \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/8} \quad (9)$$

де A – коефіцієнт, який залежить від типу процесу масопередачі.

Робоча швидкість приймається на 20% нижчою за швидкість газу в точці захлинання:

$$W_p = 0.8 W_G.$$

Лінійна швидкість іншої фази може бути знайдена на основі відношення швидкостей потоків:

$$W_L = W_G \frac{L}{G}$$

1.7.3. 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:

$$H = \frac{G(Y_n - Y_k)}{K_{yv} \cdot f \cdot \Delta Y_{cp}}$$

2. РОЗРАХУНОК НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА

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), $\text{м}^3/\text{с}$: $V_{Gп}$;
2. Робочий тиск, Па P_a ;
3. Робоча температура, $^{\circ}\text{C}$: t ;
4. Масова частка цільового компонента у газовій фазі на вході до колони, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AB}$: $Y_{п}$;
5. Масова частка цільового компонента у газовій фазі на виході з колони, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AB}$: $Y_{к}$;
6. Початкова масова частка цільового компонента у рідкій фазі на вході до колони, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AC}$: $X_{п.}$;
7. Тип насадки.

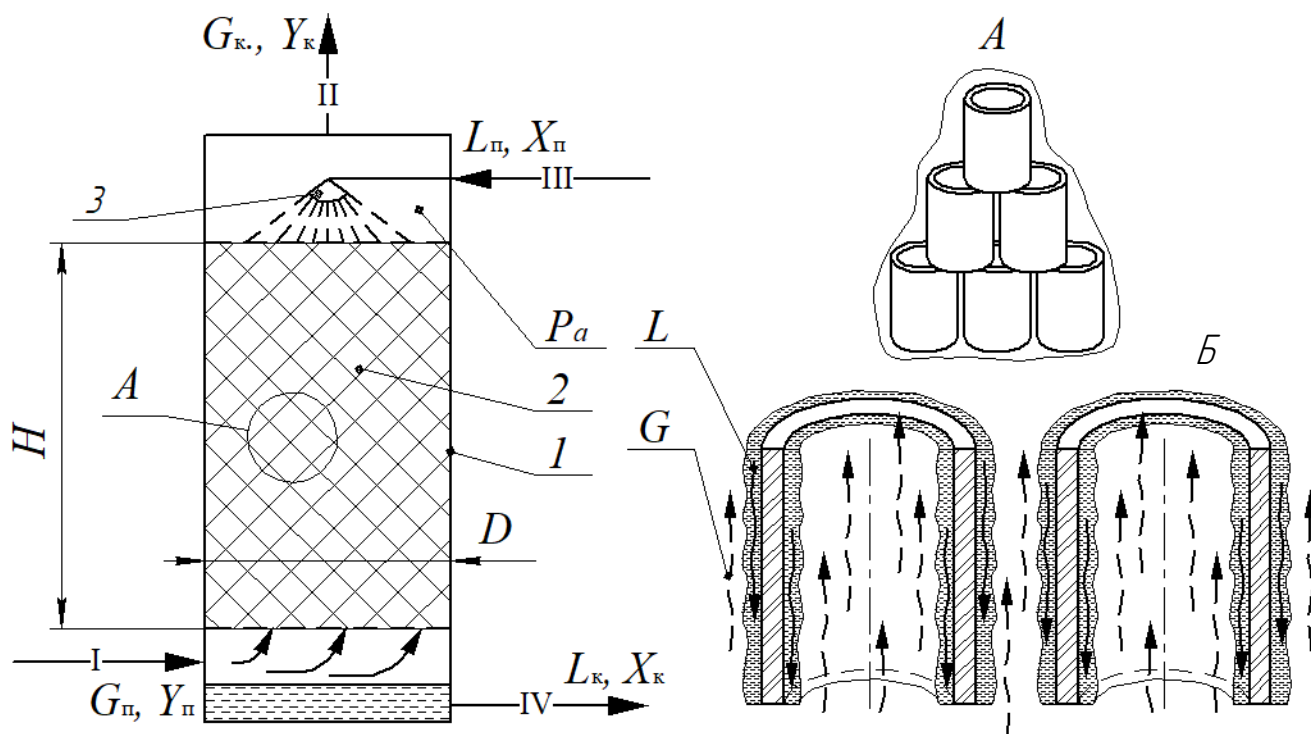
Позначення:

цільовий компонент – A ;

інертний носій цільового компонента у фазі G (повітря) – B ;

рідкий поглинач (сорбент) цільового компонента у фазі L (вода) – C .

Розрахункову схему абсорбера наведена на рисунку 2.1.



1 – корпус; 2 – насадка; 3 – зрошувач; I – газ, насичений цільовим компонентом; II – очищений газ; III – поглинач цільового компонента; IV – поглинач, насичений цільовим компонентом; A – насадка (наведено кільця Рашига); B – схема взаємодії газу та рідини на насадці; G, L – газова та рідка фаза відповідно

Рисунок 2.1 – Розрахункова схема абсорбера

2.1. 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:

$$-Gd\bar{Y} = Ld\bar{X}, \quad (2.1)$$

де G і L – масові витрати газової $[\text{кг}_B/\text{с}]$ та рідкої $[\text{кг}_C/\text{с}]$ фаз за інертним компонентом.

Виражаємо концентрації цільового компонента у рідкій та газовій фазах у відносних масових частках:

- у газовій фазі G : на вході – $\bar{Y}_п$ $[\text{кг}_A/\text{кг}_B]$; на виході – $\bar{Y}_к$ $[\text{кг}_A/\text{кг}_B]$;
- у рідкій фазі L (поглиначі): на вході – $\bar{X}_п$ $[\text{кг}_A/\text{кг}_C]$; на виході – $\bar{X}_к$ $[\text{кг}_A/\text{кг}_C]$.

Початкова та **кінцева** відносна масова частка цільового компонента у газовій фазі (G) визначається як, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

- початкова:
$$\bar{Y}_\Pi = \frac{Y_\Pi}{1 - Y_\Pi} \quad (2.2)$$

- кінцева:
$$\bar{Y}_\kappa = \frac{Y_\kappa}{1 - Y_\kappa} \quad (2.3)$$

Початкова відносна масова частка цільового компонента у рідкій фазі (L) визначається як, кг_A/кг_C:

$$\bar{X}_\Pi = \frac{X_\Pi}{1 - X_\Pi} \quad (2.4)$$

Для всього абсорбера при зміні концентрації (відносної масової частки) у газовій фазі від $\bar{Y}_\Pi$ до $\bar{Y}_\kappa$ [кг_A/кг_B] і в рідкій фазі від $\bar{X}_\Pi$ до $\bar{X}_\kappa$ [кг_A/кг_C] рівняння матеріального балансу по цільовому компоненту набуває виду:

$$G(\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_\kappa) = L(\bar{X}_\kappa - \bar{X}_\Pi) \quad (2.5)$$

$$G(\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_\kappa) = G_\Pi - G_\kappa = G_\Pi Y_\Pi - G_\kappa Y_\kappa$$

$$L(\bar{X}_\kappa - \bar{X}_\Pi) = L_\kappa - L_\Pi = L_\kappa X_\kappa - L_\Pi X_\Pi$$

Звідки питомі витрати абсорбенту (поглиначи) визначаються, як:

$$l = \frac{L}{G} = \frac{\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_\kappa}{\bar{X}_\kappa - \bar{X}_\Pi} \quad (2.6)$$

На діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$ питомі витрати поглиначи є тангенсом кута нахилу робочої лінії процесу $AB - \alpha$ (див. п. 1.6.2):

$$l = \operatorname{tg} \alpha = L/G \quad (2.7)$$

2.2. Визначення мінімальних питомих витрат поглиначи

Метою розрахунків є визначення мінімальних питомих витрат поглиначи за умови досягнення стану максимального насичення (стану рівноваги) рідкої фази.

Проводимо аналіз щодо вибору концентрації цільового компонента на виході з абсорбера $\bar{X}_\kappa$ (див. п. 1.6.2).

Для визначення $\bar{X}_\kappa^p$ необхідно скористатися законом Генрі, який описує стан рівноваги:

$$y^p = \frac{\Psi}{P_a} x = mx \quad (2.8)$$

де y^p – рівноважна **мольна концентрація** цільового компонента у газовій фазі G , **кмоль_A/кмоль_{AB}**;

Ψ – константа Генрі, Па (додаток 2, таблиця 1 та 2);

x – **мольна концентрація** цільового компонента у рідкій фазі L , **кмоль_A/кмоль_{AC}**.

Із рівняння (2.8) коефіцієнт розподілення визначається як:

$$m = \frac{\Psi}{P_a} \quad (2.9)$$

Якщо виразити концентрацію через **відносні масові концентрації** цільового компонента у газовій фазі $\bar{Y}^p$ [кг_A/кг_B] та у рідкій – $\bar{X}$ [кг_A/кг_C] тоді закон Генрі запишеться як:

$$\bar{Y}^p = \frac{\bar{X} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}(1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} \quad (2.10)$$

де M_A , M_B та M_C – молекулярні маси компонентів A , B та C відповідно, кг/кмоль (дані для розрахунку наведені в додатку 2, таблиці 3).

Для прикладу, молекулярна маса води (H₂O) 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 $\bar{X}_k^p$ початкова концентрація цільового компоненту відповідає рівноважній $\bar{Y}_n = \bar{Y}^p$, тому кінцева рівноважна **відносна масова частка** цільового компонента A у рідкому поглиначі L визнається як [кг_A/кг_C]:

$$\bar{X}_k^p = \frac{\bar{Y}_n \frac{M_A}{M_C}}{\bar{Y}_n(m - 1) + m \frac{M_A}{M_B}} \quad (2.11)$$

За значенням $\bar{X}_k^p$ [кг_A/кг_C] визначаються мінімальні питомі витрати поглинача, [кг_C/кг_B]:

$$l_{\min} = \frac{\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}}{\bar{X}_{\text{к}}^{\text{р}} - \bar{X}_{\text{п}}} \quad (2.12)$$

Дійсні питомі витрати поглинача обираються на 20% більше ніж $l_{\min}$, тому $[\text{кг}_C/\text{кг}_B]$:

$$l_{\text{д}} = 1.2l_{\min} \quad (2.13)$$

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 , $\text{кг}_A/\text{кг}_C$:

$$\bar{X}_{\text{к}} = \frac{l_{\text{д}}\bar{X}_{\text{п}} + \bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}}{l_{\text{д}}} \quad (2.14)$$

Для визначення масових витрат поглинача спочатку визначаються масові витрати газу.

Дійсні об'ємні витрати газової суміші на вході з урахуванням заданої температури, $\text{м}^3/\text{с}$:

$$V_{\text{Г.п. (дійсні)}} = V_{\text{Г.п.}} \frac{t + T_0}{T_0} \quad (2.15)$$

де T_0 – абсолютна температура, що відповідає 0°C , $T_0 = 273 \text{ K}$.

Густина газової суміші на вході, $\text{кг}/\text{м}^3$:

$$\rho_{\text{Г}} = \rho_A Y_{\text{п}} + \rho_B (1 - Y_{\text{п}}) \quad (2.16)$$

де ρ_A – густина цільового компонента A за даних умов, $\text{кг}_A/\text{м}^3$ (додаток 2, таблиця 4);

ρ_B – густина газового носія B цільового компонента A за даних умов, $\text{кг}_B/\text{м}^3$ (додаток 2, таблиця 4).

Масові витрати газової суміші на вході, $\text{кг}_{A+B}/\text{с}$:

$$G_{\text{п}} = \rho_{\text{Г}} V_{\text{Г.п. (дійсні)}} \quad (2.17)$$

2.3. 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 (2.8).

- початкова рівноважна відносна масова частка у газовій фазі G , $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\bar{Y}_\Pi^p = \frac{\bar{X}_\kappa m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_\kappa (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} \quad (2.18)$$

- кінцева рівноважна відносна масова частка у газовій фазі G , $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\bar{Y}_\kappa^p = \frac{\bar{X}_\Pi m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_\Pi (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} \quad (2.19)$$

Для зручності побудови робочої та рівноважної ліній процесу на діаграмі $\bar{Y}=f(\bar{X})$, рисунок 2.2, 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.

Таблиця 2.1. Дані для побудови робочої та рівноважної ліній процесу

Фаза	Відносна масова частка компонента А	Точка А	Точка В
рідка (L)	робоча	$\bar{X}_\Pi$	$\bar{X}_\kappa$
газова (G)	робоча	$\bar{Y}_\kappa$	$\bar{Y}_\Pi$
	рівноважна	$\bar{Y}_\kappa^p$	$\bar{Y}_\Pi^p$

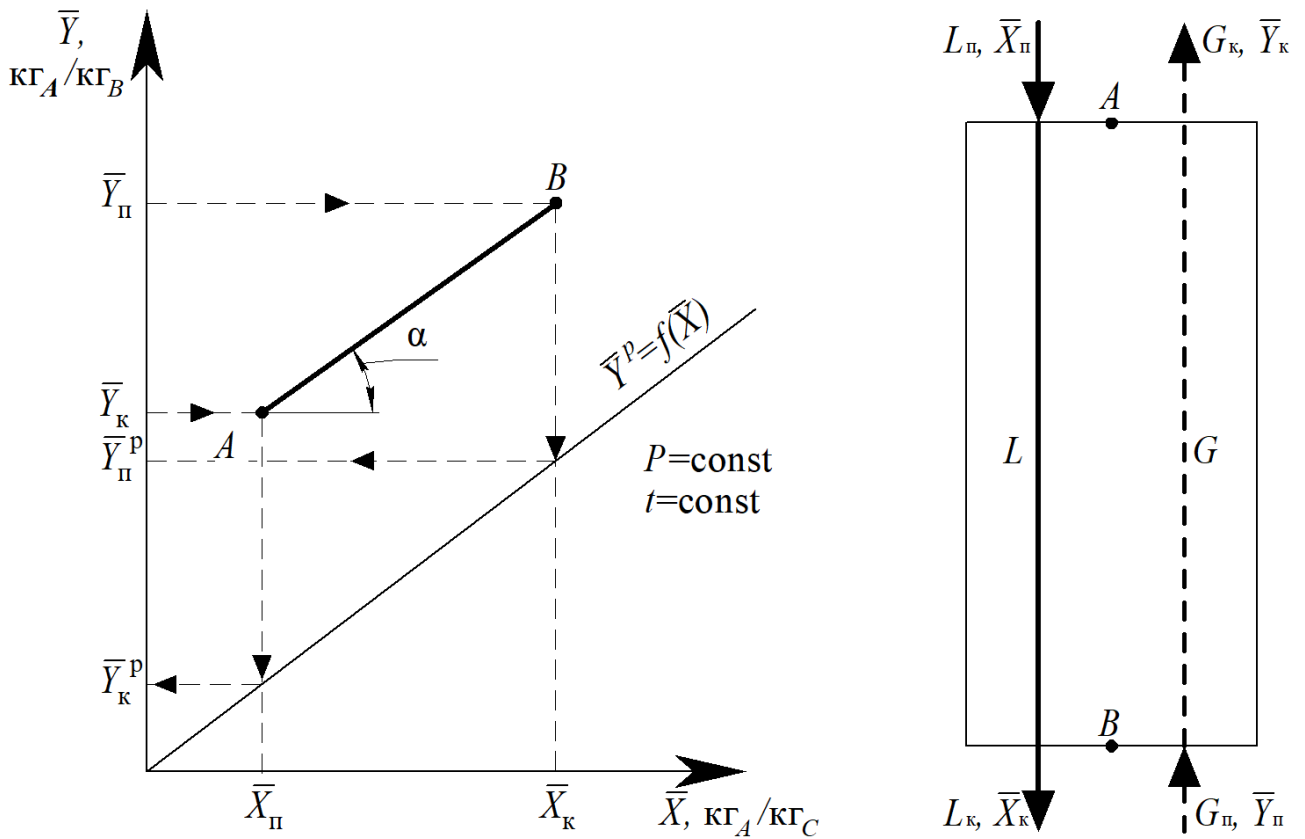


Рисунок 2.2 – Побудова робочої та рівноважної ліній процесу на $\bar{Y}=f(\bar{X})$ діаграмі

- Рушійна сила по газовій фазі G у точці A , $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\Delta \bar{Y}_{T.A} = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^p \quad (2.20)$$

- Рушійна сила по газовій фазі G у точці B , $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\Delta \bar{Y}_{T.B} = \bar{Y}_{II} - \bar{Y}_{II}^p \quad (2.21)$$

Для визначення середньої рушійної сили процесу масообміну одержані значення рушійної сили в точці A та точці B порівнюються між собою, визначається більше ($\Delta \bar{Y}_6$) та менше ($\Delta \bar{Y}_M$) значення:

$$\begin{aligned} \Delta \bar{Y}_6 &= \max\{\Delta \bar{Y}_{T.A}; \Delta \bar{Y}_{T.B}\} \\ \Delta \bar{Y}_M &= \min\{\Delta \bar{Y}_{T.A}; \Delta \bar{Y}_{T.B}\} \end{aligned} \quad (2.22)$$

Якщо $\Delta \bar{Y}_6 / \Delta \bar{Y}_M \leq 2$, тоді середня рушійна сила процесу масообміну визначається як їх середнє арифметичне значення, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta \bar{Y}_6 + \Delta \bar{Y}_M}{2} \quad (2.23)$$

Якщо $\Delta\bar{Y}_6/\Delta\bar{Y}_M > 2$, тоді середня рушійна сила процесу масообміну визначається як їх середнє логарифмічне значення, кг_A/кг_B:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta\bar{Y}_6 - \Delta\bar{Y}_M}{\ln\left(\frac{\Delta\bar{Y}_6}{\Delta\bar{Y}_M}\right)} \quad (2.24)$$

2.4. 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 6 (Додаток 2) обирається насадка, рисунок 2.3, із максимальною питомою поверхнею, оскільки при цьому з основного рівняння масообміну будуть менші габарити апарата.



а) Кільця Рашига

б) Кільця Паля сталеві

в) Кільця Паля поліпропіленові

г) Кільця Паля фарфорові



а) Сідла Берля



б) Сідла «Інталокс» сталеві



в) Сідла «Інталокс» фарфорові



г) Сідла «Інталокс» поліпропіленові

Рисунок 2.3. Насадки абсорбційних колон

Еквівалентний діаметр насадки, м:

$$d_e = \frac{4\varepsilon_c}{\sigma} \quad (2.25)$$

Гранична швидкість газу в абсорбері в точці захлинання (див. пункт 1.7.2), м/с:

$$w_{гр} = \sqrt{\frac{10^{A-B\left(\frac{L}{G}\right)^{0.25}\left(\frac{\rho_B}{\rho_C}\right)^{0.125}}}{\frac{\sigma}{g\varepsilon_c^3\rho_C}\mu_C^{0.16}}}. \quad (2.26)$$

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/м³;

A та B – коефіцієнти залежать від типу насадки (приймається, що $A=-0.073$, $B=1.75$).

Робоча швидкість газу в колоні приймається на 20% менше граничної, м/с:

$$w_p = 0.8w_{гр}. \quad (2.27)$$

Тоді розрахунковий діаметр колони, м:

$$D_{розрах.} = \sqrt{\frac{4V_{G.п.(дійсні)}}{\pi w_p}}. \quad (2.28)$$

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, м³/(м²·с):

$$U = \frac{L}{\frac{\pi D^2}{4}\rho_C}. \quad (2.29)$$

Оптимальна щільність зрошення колони, при якій у процесі масообміну задіяна вся поверхня насадки (вся поверхня насадки змочена рідким поглиначем), м³/(м²·с):

$$U_{опт.} = \frac{\sigma\Gamma_{min}}{\rho_C}, \quad (2.30)$$

де Γ_{min} – мінімальна лінійна щільність зрошення, кг/(м·с):

$$\Gamma_{min} = 3.95 \cdot 10^{-8} \sigma_L^{3.6} \mu_c^{0.49}, \quad (2.31)$$

де σ_L – поверхневий натяг слабкого розчину в залежності від заданої робочої температури t , мН/м:

$$\sigma_L = (-1.629 \cdot 10^{-4} t + 8.576 \cdot 10^{-2}) 10^3 \quad (2.32)$$

Якщо $U/U_{opt.} < 1$, то це означає, що не вся поверхня насадки задіяна, а отже необхідно обрати інший типорозмір насадки та зробити перерахунки.

Якщо $U/U_{opt.} \geq 1$, то вся поверхня насадки змочена, у такому випадку коефіцієнт змочуваності насадки $\varphi=1$, при цьому співвідношення не повинно значно перевищувати 1 (у такому випадку на насадці велика товщина плівки та перевитрата поглиначів).

Остаточно приймається робоча швидкість газової фази, м/с:

$$w_p = \frac{4V_{G.п.(дійсні)}}{\pi D^2}. \quad (2.33)$$

2.5. 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), м²/с:

$$D_G = D_G^0 \frac{P_0}{P_a} \cdot \left(\frac{t + T_0}{T_0} \right)^{3/2}, \quad (2.34)$$

де D_G^0 – коефіцієнт молекулярної дифузії газів і парів у повітрі за нормальних умов при температурі 0°C (Додаток 2, таблиця 7), м²/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 ($A+B$):

$$Re_G = \frac{4w_p \rho_G}{\mu_G \sigma}. \quad (2.35)$$

де μ_G – коефіцієнт динамічної в'язкості газової суміші, Па·с:

$$\mu_G = \mu_A Y_{II} + \mu_B (1 - Y_{II}). \quad (2.36)$$

де μ_A та μ_B – коефіцієнти динамічної в'язкості відповідно цільового компонента A та інертного газу B (Додаток 2, таблиця 5), Па·с;

Дифузійний критерій Прандтля для газової суміші $(A+B)$:

$$Pr_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G}. \quad (2.37)$$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, м/с:

$$\beta'_y = 0.407 \frac{D_G}{d_e} (Re_G^{0.655}) Pr_G^{0.33}. \quad (2.38)$$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі у необхідній розмірності, кг/м²·с:

$$\beta_y = \beta'_y \rho_G. \quad (2.39)$$

Коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при заданій температурі, м²/с:

$$D_L = D_{LA_{20}} (1 + 0.02(t - 20)) \quad (2.40)$$

де $D_{LA_{20}}$ – коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при температурі 20° (Додаток 2, таблиця 8), м²/с.

Густина рідкої фази на вході, кг/м³

$$\rho_L = \rho_A X_{\Pi} + \rho_C (1 - X_{\Pi}) \quad (2.41)$$

де ρ_A та ρ_C – густина відповідно цільового компонента A та рідкого поглинача C (води) за робочої температури (Додаток 2, таблиця 4), кг/м³.

X_{Π} – 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:

$$\mu_L = \mu_A X_{\Pi} + \mu_C (1 - X_{\Pi}) \quad (2.42)$$

Товщина плівки рідкої суміші $(A+C)$, що стікає по поверхні насадки, м:

$$\delta_{\text{плівки}} = \left(\frac{\mu_L^2}{g \rho_L} \right)^{0.33} \quad (2.43)$$

Модифікований критерій Рейнольдса для рідкої суміші $(A+C)$, що стікає:

$$Re_L = \frac{4U\rho_L}{\sigma\mu_L} \quad (2.44)$$

Дифузійний критерій Прандтля для рідкої суміші $(A+C)$:

$$Pr_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \quad (2.45)$$

Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі, м/с:

$$\beta'_x = A \frac{D_L}{\delta_{\text{плівки}}} Re_L^{m_1} Pr_L^{n_1} \quad (2.46)$$

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/м²с:

$$\beta_x = \beta'_x \rho_L \quad (2.47)$$

Коефіцієнт масопередачі в абсорбері, кг/м²с:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}} \quad (2.48)$$

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{m'\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}} \quad (2.49)$$

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 :

$$m' = \frac{\bar{Y}_k^p}{\bar{X}_n} \quad (2.50)$$

або:

$$m' = m \frac{M_C}{M_B} \quad (2.51)$$

Продуктивність абсорбера по цільовому компоненту, що поглинається, кг_A/с:

$$M = G(\bar{Y}_n - \bar{Y}_k) \quad (2.52)$$

Поверхня масообміну визначається з основного рівняння масопередачі:

$$M = K_y \Delta \bar{Y}_{\text{сер}} F_{\text{масообміну}}$$

звідки поверхня масообміну, м²:

$$F_{\text{масообміну}} = \frac{M}{K_y \Delta \bar{Y}_{\text{сер}}} \quad (2.53)$$

Тоді висота насадки в колоні, м:

$$H_{\text{насадки}} = \frac{F_{\text{масообміну}}}{\sigma \frac{\pi D^2}{4}} \quad (2.54)$$

Загальна висота абсорбційної колони, м:

$$H_{\text{абсорбера}} = H_{\text{насадки}} + h_1 + h_2 \quad (2.55)$$

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 2.4.

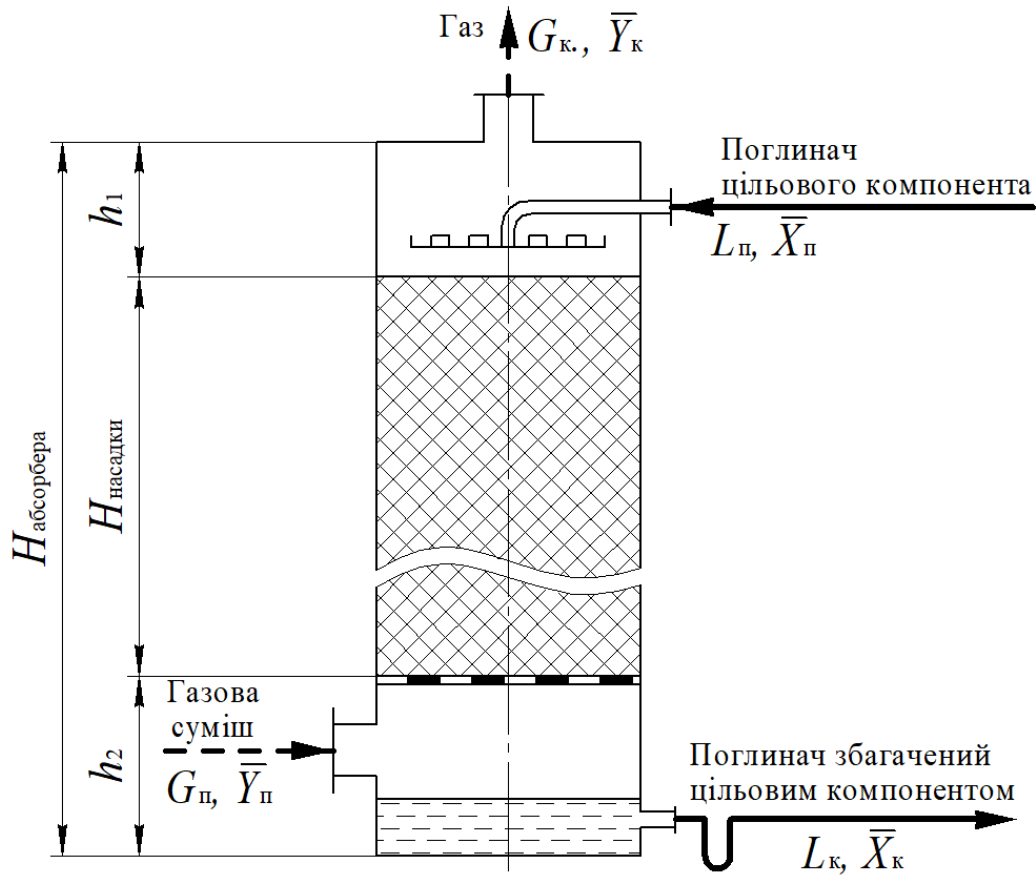


Рисунок 2.4 – Конструктивна схема абсорбера

2.6. Визначення висоти насадки (другий спосіб)

Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) для випадку, коли лінія рівноваги пряма

Виконаємо графічну побудову, рисунок 2.5.

1. Проведем лінію $\overline{MN}$, яка ділить навпіл відрізки $\overline{Aa}$ і $\overline{Bb}$, що являють собою рушійну силу $(\bar{Y}-\bar{Y}^p)$ на кінцях апарату ($\overline{Aa} = \Delta\bar{Y}_{т.А}$; $\overline{Bb} = \Delta\bar{Y}_{т.В}$).

2. 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 $\overline{AD} = 2\overline{AC}$.

3. Із точки D проводимо перпендикуляр до його перетину з робочою лінією в точці F (відрізок $\overline{DF}$).

4. Через точку C проводим вертикаль до її перетину з робочою лінією і з лінією рівноваги в точках E і K відповідно. Відрізок $\overline{EK}$ являє собою середню рушійну силу $(\bar{Y}-\bar{Y}^p)$ для елемента апарата, який характеризується робочою лінією $\overline{AF}$.

У цьому елементі (трикутник $\triangle AFD$) відрізок $\overline{FD}$ характеризує зміну робочих концентрацій у фазі G , а відрізок $\overline{AD}$ – у фазі L .

Із побудови відрізок $\overline{EC} = \overline{CK}$.

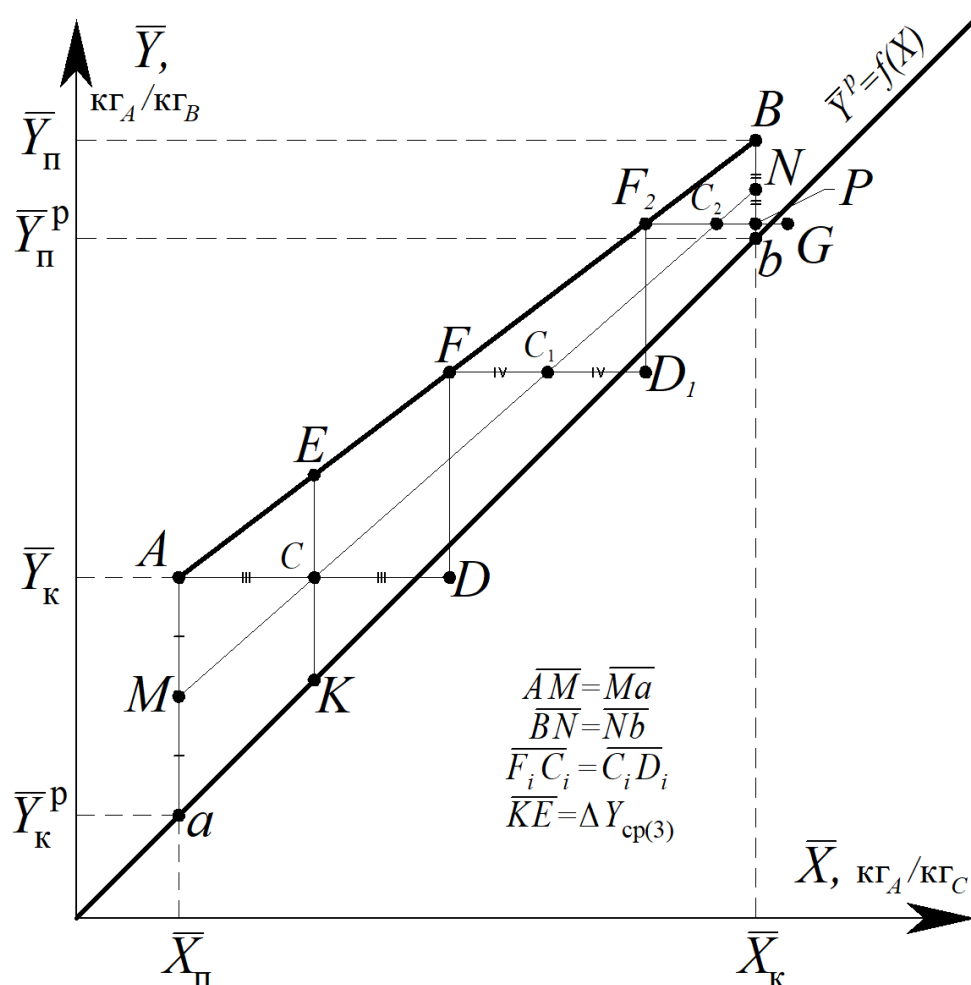


Рисунок 2.5. Визначення ЧОП для випадку, коли лінія рівноваги пряма.

Із подібності трикутників $\triangle AEC$ і $\triangle AFD$ 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 (сходінка) $\overline{FD}$, що характеризує зміну концентрацій, являє собою середню рушійну силу на відрізку апарата ($\bar{Y} - \bar{Y}^p$).

Відрізок $\overline{AF}$ (ділянка робочої лінії) характеризує зміну робочих концентрацій в елементі апарата, рисунок 2.6.

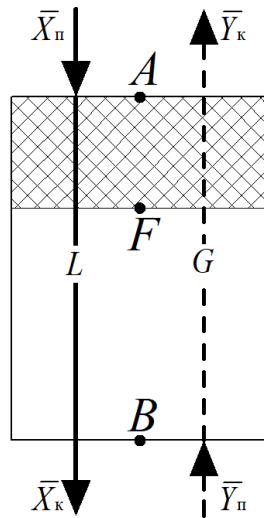


Рисунок 2.6. Побудова робочої лінії $\overline{AF}$ на моделі апарата

Отже трикутник $\triangle AFD$ являє собою одиницю переносу.

Продовжуючи побудову, рисунок 2.5, знайдемо кількість сходінок, яка дорівнює ЧОП. Якщо сходінка буде неповною, то береться відповідне співвідношення $\overline{FP}/\overline{FG}$.

Висота одиниці переносу (ВОП) обернено пропорційна коефіцієнту масопередачі:

$$h_y = \frac{G}{K_y \sigma \frac{\pi D^2}{4}} \quad (2.56)$$

Отже висота насадки визначиться за виразом, м:

$$H_{\text{насадк}} = m_y h_y \quad (2.57)$$

Для випадку, коли лінія рівноваги пряма:

$$H_{\text{насадк}} = \frac{G(\bar{Y}_p - \bar{Y}_k)}{K_y \sigma \frac{\pi D^2}{4} \Delta \bar{Y}_{\text{сер}}} \quad (2.58)$$

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:

$$h_{\text{заг}} = h_y + \frac{mG}{L} h_x \quad (2.59)$$

або:

$$h_{\text{заг}} = h_x + \frac{L}{mG} h_y \quad (2.60)$$

2.7 Гідравлічний опір насадки

Метою розрахунку є визначення гідравлічного опору насадкового абсорбера при застосуванні обраного типу насадки.

Визначається режим руху газової фази G :

Якщо $Re_G < 40$, то режим руху ламінарний, якщо $Re_G > 40$ – турбулентний.

Коефіцієнт опору сухої насадки:

– при ламінарному режимі:

$$\lambda = \frac{140}{Re_G} \quad (2.61)$$

– при турбулентному режимі:

$$\lambda = \frac{16}{Re_G^{0.2}} \quad (2.62)$$

Гідравлічний опір сухої насадки, Па:

$$\Delta P_{\text{сухої}} = \frac{\lambda H_{\text{насадки}}}{d_e} \cdot \frac{w_p^2 \rho_G}{2} \quad (2.63)$$

Гідравлічний опір змоченої насадки, Па:

$$\Delta P_{\text{змоченої}} = 1.2 \Delta P_{\text{сухої}} \quad (2.64)$$

Тиск утворений газодувкою, Па:

$$\Delta P_{\text{газодувки}} = 1.05 \Delta P_{\text{змоченої}} \quad (2.65)$$

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:

$$\Delta P_{\text{насоса}} = \rho_L g H_{\text{абсорбера}} \quad (2.66)$$

2.8 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:

$$N_{\text{газодувки}} = \Delta P_{\text{газодувки}} V_{\text{Г.п. (дійсні)}} \quad (2.67)$$

Рідкий поглинач із початковим вмістом цільового компонента $\bar{X}_{\Pi}$ підводиться у верхній частині абсорбційної колони із початковими масовими витратами L_{Π} , які визначаються з рівняння матеріального балансу, кг_{АС}/с:

$$L_{\Pi} = L(1 + \bar{X}_{\Pi}) \quad (2.68)$$

Об'ємні секундні витрати рідкого поглинача на вході в абсорбер, м_{АС}³/с:

$$V_{L.\Pi} = \frac{L_{\Pi}}{\rho_L} \quad (2.69)$$

Потужність, яка затрачається насосом, Вт:

$$N_{\text{насоса}} = \Delta P_{\text{насоса}} V_{L.\Pi} \quad (2.70)$$

Тоді загальні витрати енергії, Вт:

$$\Sigma N = N_{\text{газодувки}} + N_{\text{насоса}} \quad (2.71)$$

Показник ефективності абсорбера

Показник ефективності абсорбера (енергія, що затрачається на поглинання 1 кг цільового компоненту) визначається як, Вт/кг_А:

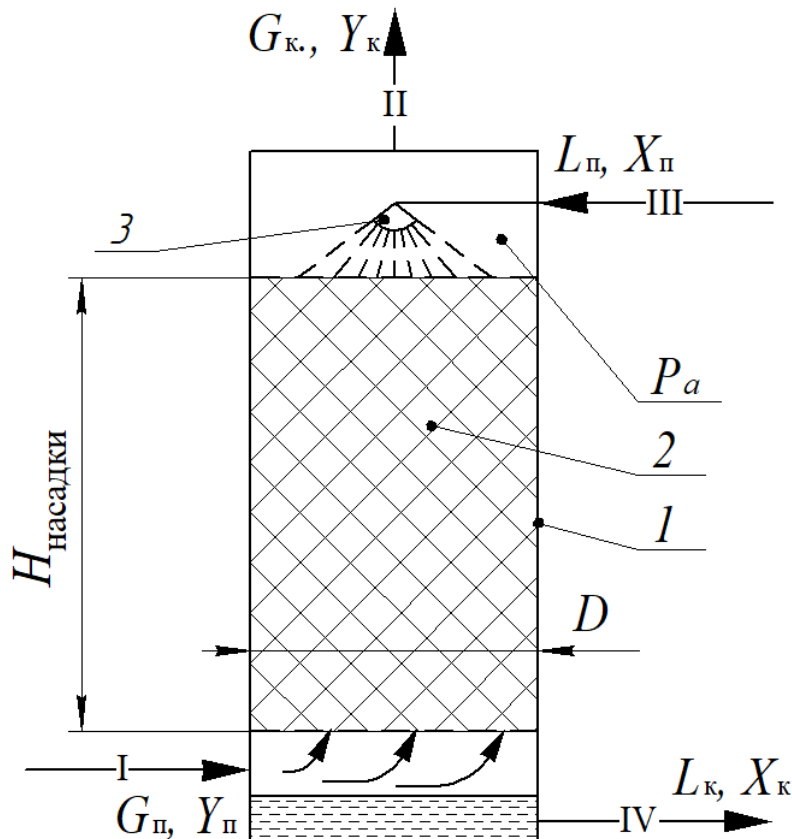
$$J = \frac{\Sigma N}{M} \quad (2.72)$$

3. ПРИКЛАД РОЗРАХУНКУ НАСАДКОВОГО АБСОРБЕРА

Вихідні дані до розрахунку:

1. Об'ємні витрати газової суміші на вході до абсорбера (за нормальних умов), $\text{м}_{AB}^3/\text{с}$: $V_{GП} = 1.8$;
2. Робочий тиск, МПа: $P_a = 0.1$;
3. Робоча температура, $^{\circ}\text{C}$: $t = 16$;
4. Початкова масова частка CO_2 у газовій фазі на вході, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AB}$: $Y_{П} = 0.2$;
5. Кінцева масова частка CO_2 у газовій фазі на виході, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AB}$: $Y_{к} = 0.09$;
6. Початкова масова частка цільового компонента (CO_2) у рідкому поглиначі на вході, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AC}$: $X_{П} = 1 \times 10^{-8}$;
7. Тип пропонованої насадки: Керамічні кільця Паля

Розрахункову схему абсорбера наведена на рисунку 1.



- 1 – корпус; 2 – насадка; 3 – зрошувач; I – газ, насичений цільовим компонентом; II – очищений газ; III – поглинач цільового компонента; IV – поглинач, насичений цільовим компонентом; A – насадка (наведено кільця Рашига); Б – схема взаємодії газу та рідини на насадці;
 G, L – газова та рідка фаза відповідно

Рисунок 1 – Розрахункова схема абсорбера



Рисунок 2 – Керамічні кільця Паля

Матеріальний баланс:

$$-G\Delta\bar{Y} = L\Delta\bar{X}$$

$$-G(\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_\text{к}) = L(\bar{X}_\text{к} - \bar{X}_\Pi)$$

де G, L – масові витрати газової та рідкої фаз, кг/с.

Знайдемо $\bar{X}_\text{к}$ – кінцеву відносну масову концентрацію цільового компонента A у рідкому поглиначі L на виході з абсорбера, застосувавши закон Генрі, в якому застосовуються виключно мольні концентрації, кмоль $_A$ /кмоль $_B$:

$$y^p = \frac{\Psi}{P_a} x = mx$$

Використаємо формули для перетворення мольних часток (x та y) у відносні масові ($\bar{X}$ та $\bar{Y}$) тоді за законом Генрі рівноважна відносна масова частка цільового компонента буде, кг $_A$ /кг $_B$:

$$\bar{Y}^p = \frac{\bar{X}m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}(1-m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

Перетворимо масові частки (X та Y) у відносні масові ($\bar{X}$ та $\bar{Y}$), кг $_A$ /кг $_{\text{носія}}$:

– початкова відносна масова частка цільового компонента у газовій фазі, кг $_A$ /кг $_B$:

$$\bar{Y}_\Pi = \frac{Y_\Pi}{1 - Y_\Pi} = \frac{0.2}{1 - 0.2} = 0.25$$

– кінцева відносна масова частка цільового компонента у газовій фазі, кг $_A$ /кг $_B$:

$$\bar{Y}_K = \frac{Y_K}{1 - Y_K} = \frac{0.09}{1 - 0.09} = 0.099$$

– початкова відносна масова частка цільового компонента у рідкій фазі, кг_A/кг_C:

$$\bar{X}_\Pi = \frac{X_\Pi}{1 - X_\Pi} = \frac{1 \cdot 10^{-8}}{1 - 1 \cdot 10^{-8}} = 1 \cdot 10^{-8}$$

Константа Генрі для CO₂ за даних умов при $t=16^\circ\text{C}$, Па:

$$\Psi = 2.089 \cdot 10^5$$

Тоді коефіцієнт розподілення:

$$m = \frac{\Psi}{P_a} = \frac{2.089 \cdot 10^5}{0.1 \cdot 10^6} = 2.089$$

Молекулярні маси компонентів:

- цільового компонента CO₂, кг_A/кмоль_A: $M_A = 44.01$;
- інертного газу (повітря), кг_B/кмоль_B: $M_B = 28.97$;
- рідкого поглинача (води), кг_C/кмоль_C: $M_C = 18.015$.

Визначаємо кінцеву рівноважну відносну масову концентрацію цільового компонента A у рідкій фазі $\bar{X}_K^p$ із закону Генрі, виразивши концентрацію через відносні масові частки цільового компонента у газовій фазі $\bar{Y}^p$ [кг_A/кг_B] та у рідкій – $\bar{X}$, з урахуванням того, що $\bar{Y}^p = \bar{Y}_\Pi$, [кг_A/кг_C]:

$$\bar{X}_K^p = \frac{\bar{Y}_\Pi \frac{M_A}{M_C}}{\bar{Y}_\Pi (m - 1) + m \frac{M_A}{M_B}} = \frac{0.25 \frac{44.01}{18.015}}{0.25(2.089 - 1) + 2.089 \frac{44.01}{28.97}} = 0.177$$

При завершенні процесу на лінії рівноваги витрати поглинача будуть найменшими, рисунок 3. У такому випадку мінімальні питомі витрати поглинача будуть, кг_G/кг_L:

$$l_{min} = \frac{\bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_K}{\bar{X}_K^p - \bar{X}_\Pi} = \frac{0.25 - 0.099}{0.177 - 1 \cdot 10^{-8}} = 0.852$$

Для практичної реалізації процесу дійсні витрати поглинача обираємо на 20% більшими від l_{min} , кг_G/кг_L:

$$l_d = 1.2 l_{min} = 1.2 \cdot 0.852 = 1.023$$

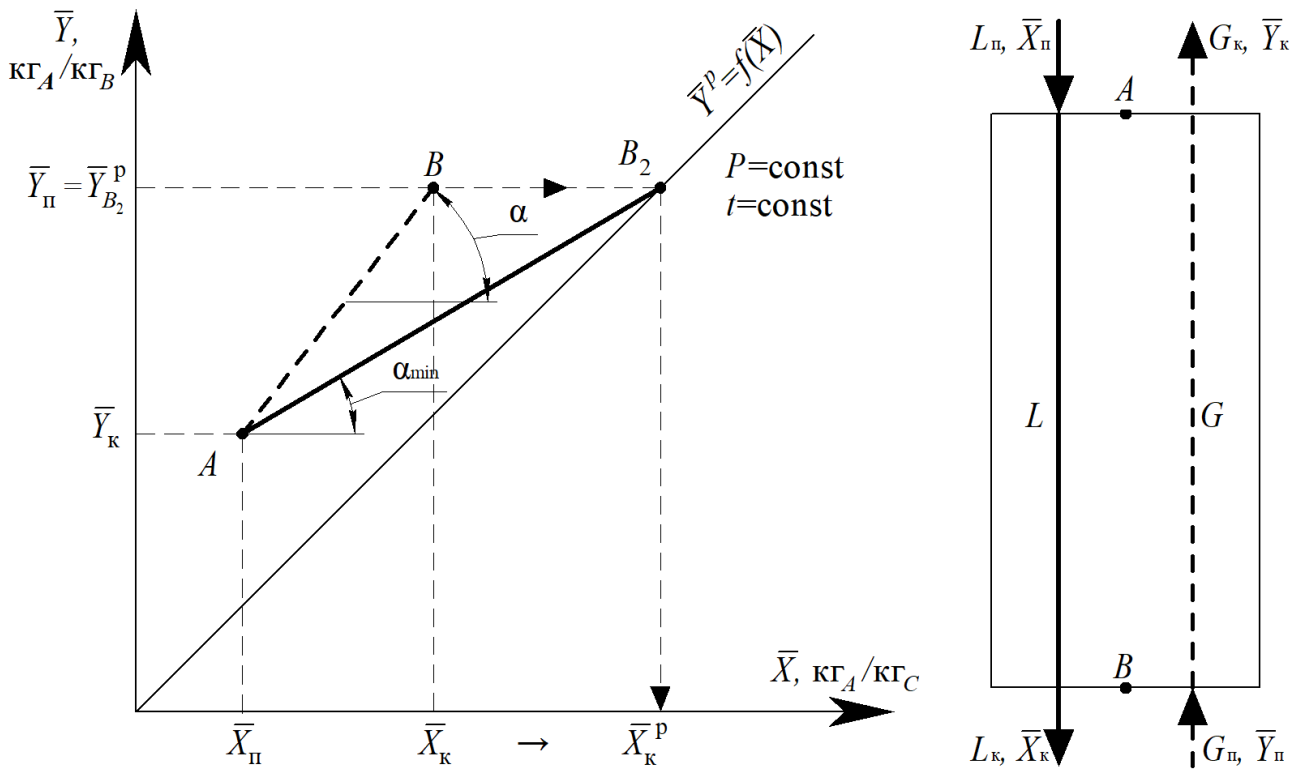


Рисунок 3 – Схема для визначення дійсних витрат поглинача

Тоді дійсна робоча кінцева відносна масова частка CO_2 у рідкій фазі, $\text{кг}_A/\text{кг}_{AC}$:

$$\bar{X}_k = \frac{l_d \bar{X}_n + \bar{Y}_n - \bar{Y}_k}{l_d} = \frac{1.023 \cdot 1 \cdot 10^{-8} + 0.25 - 0.099}{1.023} = 0.148$$

Визначимо масові витрати інертного газу G та рідкого поглинача L .

Дійсні об'ємні витрати газової суміші на вході з урахуванням заданої робочої температури $t=16^\circ\text{C}$, $\text{м}_{AB}^3/\text{с}$:

$$V_{G.n.(\text{дійсні})} = V_{G.n.} \frac{t + T_0}{T_0} = 1.8 \frac{16 + 273}{273} = 1.905$$

де $T_0 = 273 \text{ K}$ – абсолютна температура, що відповідає 0°C .

Густина газової суміші на вході, $\text{кг}_{AB}/\text{м}^3$:

$$\rho_G = \rho_A Y_n + \rho_B (1 - Y_n) = 1.755 \cdot 0.2 + 1.22(1 - 0.2) = 1.328$$

де $\rho_A = 1.755 \text{ кг}_A/\text{м}^3$ – густина цільового компонента A за даних робочих умов при $t=16^\circ\text{C}$ та $P_a=0.1 \text{ МПа}$;

$\rho_B = 1.22 \text{ кг}_B/\text{м}^3$ – густина газового носія (повітря) B за даних робочих умов при $t=16^\circ\text{C}$ та $P_a=0.1 \text{ МПа}$.

Масові витрати газової суміші на вході, $\text{кг}_{A+B}/\text{с}$:

$$G_{\Pi} = \rho_G V_{G.\Pi.(\text{дійсні})} = 1.328 \cdot 1.905 = 2.531$$

Дійсні масові витрати інертного газу (газового носія цільового компонента A), $\text{кг}_B/\text{с}$:

$$G = \frac{G_{\Pi}}{1 + \bar{Y}_{\Pi}} = \frac{2.531}{1 + 0.25} = 2.025$$

Тоді дійсні витрати абсорбенту (рідкого поглинача цільового компоненту), $\text{кг}_C/\text{с}$:

$$L = Gl_d = 2.025 \cdot 1.023 = 2.071$$

Визначення середньої рушійної сили процесу

Для визначення середньої рушійної сили за законом Генрі, вираженим через відносні масові частки визначаємо рівноважні відносні масові частки цільового компонента CO_2 у газовій фазі:

- для точки B робочої лінії, рисунок 3, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\bar{Y}_{\Pi}^p = \frac{\bar{X}_k m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_k(1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{0.148 \cdot 2.089 \cdot \frac{44.01}{28.97}}{0.148(1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 0.205$$

- для точки A робочої лінії, рисунок 3, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\bar{Y}_k^p = \frac{\bar{X}_{\Pi} m \frac{M_A}{M_B}}{\bar{X}_{\Pi}(1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = \frac{1 \cdot 10^{-8} \cdot 2.089 \cdot \frac{44.01}{28.97}}{1 \cdot 10^{-8}(1 - 2.089) + \frac{44.01}{18.015}} = 1.299 \cdot 10^{-8}$$

На $\bar{Y} - \bar{X}$ діаграмі за значеннями відносних масових часток, таблиця 1, будуємо робочу лінію AB та лінію рівноваги $\bar{Y}^p = f(\bar{X})$, рисунок 4.

Таблиця 2.1. Дані для побудови робочої та рівноважної ліній процесу

Фаза	Відносна масова частка компонента A	Точка A	Точка B
рідка (L)	робоча, $\text{кг}_A/\text{кг}_C$	$\bar{X}_{\Pi} = 1 \cdot 10^{-8}$	$\bar{X}_k = 0.148$
газова (G)	робоча, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$	$\bar{Y}_k = 0.099$	$\bar{Y}_{\Pi} = 0.25$
	рівноважна, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$	$\bar{Y}_k^p = 1.299 \cdot 10^{-8}$	$\bar{Y}_{\Pi}^p = 0.205$

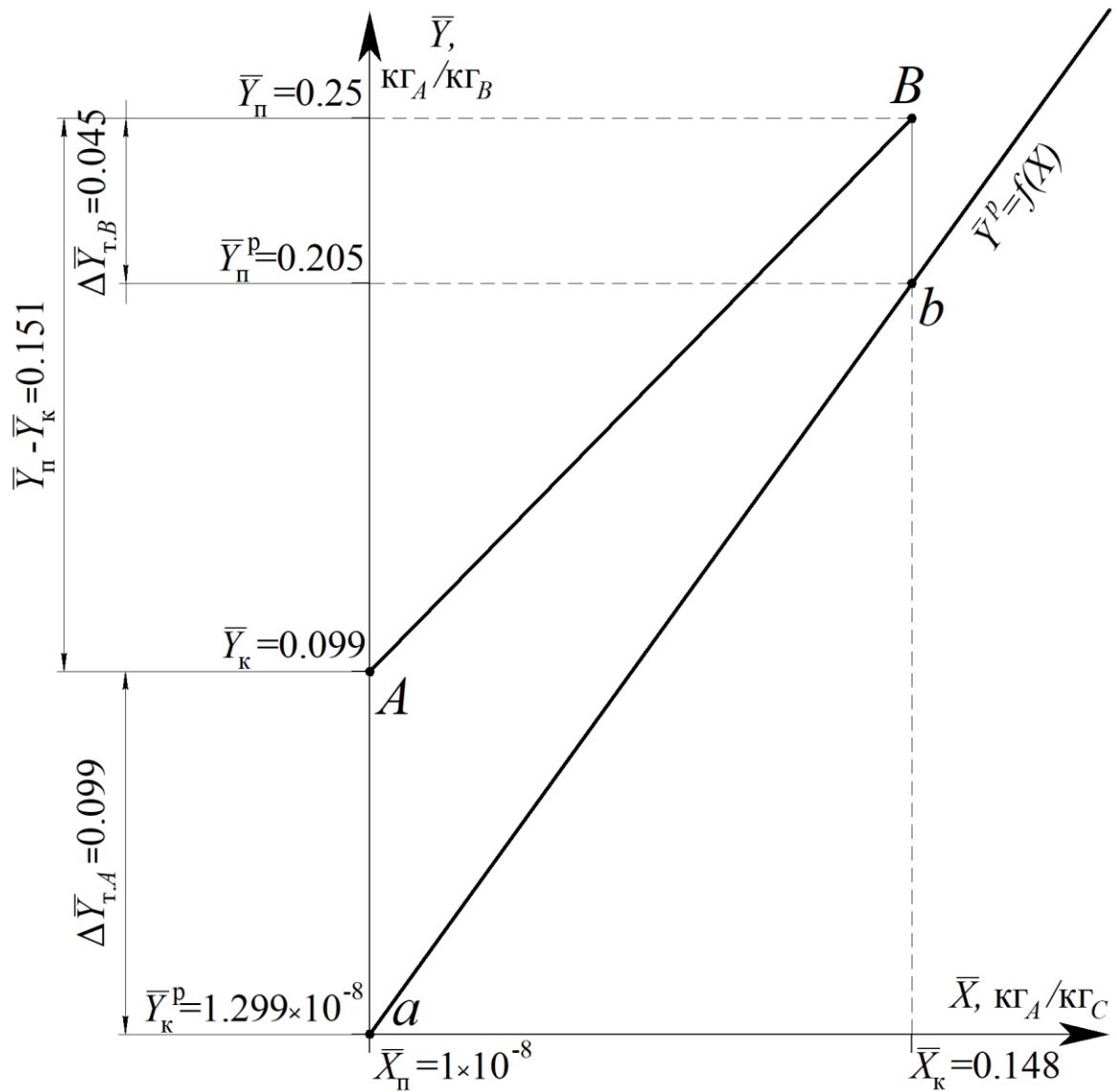


Рисунок 4. Відображення процесу на $\bar{Y} - \bar{X}$ діаграмі

Рухливі сила процесу в абсорбері (відносна масова частка цільового компонента CO_2), $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

- для точки A робочої лінії, рисунок 3, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\Delta \bar{Y}_{T,A} = \bar{Y}_K - \bar{Y}_K^p = 0.099 - 1.299 \cdot 10^{-8} = 0.099$$

- для точки B робочої лінії, рисунок 3, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\Delta \bar{Y}_{T,B} = \bar{Y}_\Pi - \bar{Y}_\Pi^p = 0.25 - 0.205 = 0.045$$

Приймаємо більше та менше значення $\Delta \bar{Y}$, $\text{кг}_A/\text{кг}_B$:

$$\Delta \bar{Y}_6 = \max\{\Delta \bar{Y}_{T,A}; \Delta \bar{Y}_{T,B}\} = 0.099$$

$$\Delta \bar{Y}_M = \min\{\Delta \bar{Y}_{T,A}; \Delta \bar{Y}_{T,B}\} = 0.045$$

Оскільки $\Delta\bar{Y}_6/\Delta\bar{Y}_M = 2.217 > 2$ – середня рушійна сила процесу масообміну визначається як їх середнє логарифмічне значення, кг_A/кг_B:

$$\Delta\bar{Y}_{\text{сер}} = \frac{\Delta\bar{Y}_6 - \Delta\bar{Y}_M}{\ln\left(\frac{\Delta\bar{Y}_6}{\Delta\bar{Y}_M}\right)} = \frac{0.099 - 0.045}{\ln\left(\frac{0.099}{0.045}\right)} = 0.068$$

Вибір типу насадки та визначення швидкості в абсорбері

У якості насадки прийнято застосовувати керамічні кільця Паля 25×25×3, оскільки питома поверхня насадки є найбільшою серед стандартного ряду – $\sigma=220 \text{ м}^2/\text{м}^3$, вільний об'єм насадки $\varepsilon_c=0.74$.

Визначення швидкості в абсорбері.

Гранична швидкість газу в абсорбері в точці захливання, м/с:

$$w_{\text{гр}} = \sqrt{\frac{10^{A-B\left(\frac{L}{G}\right)^{0.25}\left(\frac{\rho_B}{\rho_C}\right)^{0.125}}}{\frac{\sigma}{g\varepsilon_c^3\rho_C}\mu_C^{0.16}}} = \sqrt{\frac{10^{-0.073-1.75\left(\frac{2.071}{2.025}\right)^{0.25}\left(\frac{1.22}{988.8}\right)^{0.125}}}{\frac{220}{9.81 \cdot 0.74^3 \cdot 988.8}1.125^{0.16}}} = 2.533$$

де $\rho_C=988.8 \text{ кг/м}^3$ – густина рідкого поглинач (води) C за даних робочих умов при $t=16^\circ\text{C}$ та $P_a=0.1 \text{ МПа}$;

$\mu_C=1.125 \text{ МПа}\cdot\text{с}$ – коефіцієнт динамічної в'язкості рідкого поглинач (води) C за даних робочих умов при $t=16^\circ\text{C}$ та $P_a=0.1 \text{ МПа}$.

Робоча швидкість газу в колоні приймається на 20% менше граничної, м/с:

$$w_p = 0.8W_{\text{гр}} = 0.8 \cdot 2.533 = 2.026$$

Розрахунковий діаметр колони, м:

$$D_{\text{розрах.}} = \sqrt{\frac{4V_{\text{Г.п. (дійсні)}}}{\pi w_p}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.905}{3.14 \cdot 2.026}} = 1.095$$

Приймаємо діаметр найближчий зі стандартного ряду:

$$D=1 \text{ м.}$$

Щільність зрошення абсорбційної колони, $\text{м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{с})$:

$$U = \frac{L}{\frac{\pi D^2}{4}\rho_C} = \frac{2.071}{\frac{3.14 \cdot 1^2}{4}988.8} = 2.642 \cdot 10^{-3}$$

Мінімальна лінійна щільність зрошення, $\text{кг}/(\text{м}\cdot\text{с})$:

$$\Gamma_{min} = 3.95 \cdot 10^{-8} \sigma_L^{3.6} \mu_c^{0.49} = 3.95 \cdot 10^{-8} \cdot 83.154^{3.6} \cdot (1.22 \cdot 10^{-3})^{0.49} = 0.012$$

де σ_L – поверхневий натяг слабкого розчину в залежності від заданої робочої температури t , мН/м:

$$\begin{aligned} \sigma_L &= (-1.629 \cdot 10^{-4} t + 8.576 \cdot 10^{-2}) 10^3 \\ &= (-1.629 \cdot 10^{-4} \cdot 16 + 8.576 \cdot 10^{-2}) 10^3 = 83.154 \end{aligned}$$

Оптимальна (мінімальна) щільність зрошення колони, при якій у процесі масообміну задіяна вся поверхня насадки (вся поверхня насадки змочена рідким поглиначем), $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{с})$:

$$U_{\text{опт.}} = \frac{\sigma \Gamma_{min}}{\rho_c} = \frac{220 \cdot 0.012}{988.8} = 2.548 \cdot 10^{-3}$$

Відношення прогнозованої щільності зрошення абсорбційної колони до оптимальної:

$$\frac{U}{U_{\text{опт.}}} = \frac{2.642 \cdot 10^{-3}}{2.548 \cdot 10^{-3}} = 1.037$$

Відношення прогнозованої щільності зрошення абсорбційної колони до оптимальної $U/U_{\text{опт.}} = 1.037 > 1$, то вся поверхня насадки змочена, коефіцієнт змочуваності насадки $\varphi=1$, при цьому співвідношення незначно перевищує 1, тому товщина плівки невелика і відсутні перевитрати поглинача.

Порівняння результатів програмного розрахунку в *Mathcad* для всіх типів насадок при заданих початкових умовах наведено в таблиці 1.

Таблиця 1. Порівняння результатів для стандартного ряду насадок

Типорозмір		Питома поверхня насадки	Вільний об'єм насадки	Діаметр абсорбера	Відношення $U/U_{\text{опт.}}$
		$\sigma, \text{м}^2/\text{м}^3$	$\varepsilon_c, \text{м}^3/\text{м}^3$	$D, \text{м}$	
1	2	3	4	5	6
Кільця Рашига керамічні (регулярна насадка)					
1	50×50×5	110	0.735	0.8	3.241
2	80×80×8	80	0.72	0.8	4.456
3	100×100×10	60	0.70	0.8	5.910

1	2	3	4	5	6
Кільця Рашига керамічні (нерегулярна насадка)					
4	6×6×1.5	940	0.65	1.6	0.095
5	8×8×1.5	550	0.65	1.4	0.212
6	10×10×1.5	440	0.70	1.4	0.265
7	15×15×2	330	0.70	1.2	0.480
8	25×25×3	200	0.74	1.0	1.141
9	35×35×4	140	0.78	1.0	1.630
10	50×50×5	90	0.785	0.8	3.961
11	80×80×8	65	0.77	0.8	5.484
12	100×100×10	61	0.81	0.8	5.844
Кільця Рашига сталеві (нерегулярна насадка)					
13	10×10×0.5	500	0.88	1.2	0.317
14	15×15×0.5	350	0.92	1.0	0.652
15	25×25×0.8	220	0.92	1.0	1.037
16	50×50×0.5	110	0.95	0.8	3.241
Сідла Берля керамічні					
17	20	310	0.69	1.2	0.511
18	25	250	0.70	1.2	0.634
19	50×50×5	460	0.68	1.4	0.253
20	80×80×8	260	0.69	1.2	0.609
21	100×100×10	165	0.70	1.0	1.383
Сідла Берля керамічні					
22	3/8	660	0.65	1.6	0.135
23	3/4	430	0.68	1.4	0.271
24	1"	260	0.70	1.2	0.609
25	1.5"	178	0.73	1.0	1.282
26	2"	120	0.70	1.0	1.901
Сідла «Інталокс» керамічні					
27	12.5	625	0.78	1.4	0.186
28	19	335	0.77	1.2	0.473
29	25	255	0.775	1.0	0.895
30	38	195	0.81	1.0	1.170
31	50	118	0.79	0.8	3.021
32	75	76	0.83	0.8	4.691

1	2	3	4	5	6
Сідла «Інталокс» металічні					
33	25	235	0.97	0.8	1.517
34	40	170	0.97	0.8	2.097
35	50	115	0.98	0.8	3.100
36	60	90	0.98	0.6	7.042
37	70	67	0.98	0.6	9.459
Хордова насадка дерев'яна					
38	10	100	0.55	1.0	2.281
39	20	65	0.68	0.8	5.484
40	30	48	0.77	0.8	7.427
Кільця Паля керамічні					
41	25×25×3	220	0.74	1.0	1.037
42	35×35×4	165	0.76	1.0	1.383
43	50×50×5	120	0.78	0.8	2.971
44	60×60×6	98	0.79	0.8	3.638
45	75×75×7	96	0.77	0.8	3.713
46	80×80×7	80	0.78	0.8	4.456
47	90×90×9	77	0.78	0.8	4.630
48	100×100×10	55	0.81	0.8	6.481
Кільця Паля сталеві					
49	15×15×0.4	360	0.95	1.0	0.634
50	25×25×0.6	215	0.95	0.8	1.658
51	35×35×0.8	145	0.96	0.8	2.458
52	50×50×1.0	112	0.97	0.8	3.183
53	70×70×1.2	78	0.98	0.6	8.125
54	90×90×1.5	65	0.98	0.6	9.750

Проаналізувавши отримані результати бачимо, що умова змочування $U/U_{\text{опт.}} > 1$ (але не значно перевищує 1) забезпечується для 7 типів насадок, таблиця 2.

Таблиця 2. Порівняння результатів для обраного ряду насадок

	Тип насадки	w_p , м/с
1.	Кільця Рашига керамічні (нерегулярна насадка) $25 \times 25 \times 3$	2.125
2.	Кільця Рашига сталеві (нерегулярна насадка) $25 \times 25 \times 0.8$	2.809
3.	Сідла Берля керамічні $100 \times 100 \times 10$	2.152
4.	Сідла Берля керамічні 1.5"	2.207
5.	Сідла «Інталокс» керамічні 38	2.464
6.	Кільця Паля керамічні $25 \times 25 \times 3$	2.026
7.	Кільця Паля керамічні $35 \times 35 \times 4$	2.435

Оскільки опір сухої насадки залежить від квадрату швидкості, тому остаточно приймаємо у якості насадки керамічні кільця Паля $25 \times 25 \times 3$ із найбільшою питомою поверхнею $\sigma = 220 \text{ м}^2/\text{м}^3$ та вільним об'ємом насадки $\varepsilon_c = 0.74$, *при застосуванні якої робоча швидкість газу найменша* $w_p = 2.026 \text{ м/с}$, при цьому діаметр абсорбера становить $D = 1.0 \text{ м}$.

Остаточно приймається робоча швидкість газової фази, м/с:

$$w_p = \frac{4V_{G.p.(\text{дійсні})}}{\pi D^2} = \frac{4 \cdot 1.905}{3.14 \cdot 1^2} = 2.427$$

Визначення висоти насадки абсорбера (перший спосіб)

Коефіцієнт молекулярної дифузії газів у повітрі (при робочій температурі $t = 16^\circ\text{C}$ та тиску $P_a = 0.1 \text{ МПа}$), $\text{м}^2/\text{с}$:

$$D_G = D_G^0 \frac{P_0}{P_a} \left(\frac{t + T_0}{T_0} \right)^{3/2} = 1.062 \cdot 10^{-5} \frac{101325}{0.1 \cdot 10^6} \left(\frac{16 + 273}{273} \right)^{3/2} = 1.172 \cdot 10^{-5},$$

де $D_G^0 = 1.062 \cdot 10^{-5}$ – коефіцієнт молекулярної дифузії CO_2 у повітрі за нормальних умов при температурі 0°C , $\text{м}^2/\text{с}$.

$P_0 = 101325 \text{ Па}$ – атмосферний тиск за нормальних умов.

Необхідно визначити режим руху (при заданих умовах повинен бути турбулентний режим). Критерій Рейнольдса для газової суміші ($A+B$):

$$Re_G = \frac{4w_p \rho_G}{\mu_G \sigma} = \frac{4 \cdot 2.427 \cdot 1.328}{1.722 \cdot 10^{-5} \cdot 220} = 3405,$$

де μ_G – коефіцієнт динамічної в'язкості газової суміші, Па×с:

$$\begin{aligned} \mu_G &= \mu_A Y_{\Pi} + \mu_B (1 - Y_{\Pi}) = \\ &= 1.444 \cdot 10^{-5} \cdot 0.2 + 1.791 \cdot 10^{-5} (1 - 0.2) = 1.722 \cdot 10^{-5}, \end{aligned}$$

де μ_A та μ_B – коефіцієнти динамічної в'язкості відповідно цільового компонента A та інертного газу B за робочих умов при $t=16^{\circ}\text{C}$ та $P_a=0.1$ МПа: $\mu_A = 1.444 \cdot 10^{-5}$ Па×с; $\mu_B = 1.791 \cdot 10^{-5}$ Па×с.

Дифузійний критерій Прандтля для газової суміші ($A+B$):

$$Pr_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} = \frac{1.722 \cdot 10^{-5}}{1.328 \cdot 1.172 \cdot 10^{-5}} = 1.106.$$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, м/с:

$$\begin{aligned} \beta'_y &= 0.407 \frac{D_G}{d_e} (Re_G^{0.655}) Pr_G^{0.33} = \\ &= 0.407 \frac{1.172 \cdot 10^{-5}}{0.013} (3405^{0.655}) 1.106^{0.33} = 0.075, \end{aligned}$$

де d_e – еквівалентний діаметр насадки, м:

$$d_e = \frac{4\varepsilon_C}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0.74}{220} = 0.013.$$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі у необхідній розмірності, кг/м²с:

$$\beta_y = \beta'_y \rho_G = 0.075 \cdot 1.328 = 0.1.$$

Коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при заданій температурі, м²/с:

$$\begin{aligned} D_L &= D_{LA_{20}} (1 + 0.02(t - 20)) = \\ &= 1.77 \cdot 10^{-9} (1 + 0.02(16 - 20)) = 1.628 \cdot 10^{-9}, \end{aligned}$$

де $D_{LA_{20}} = 1.77 \cdot 10^{-9}$ – коефіцієнт молекулярної дифузії CO₂ у воді, при температурі 20°C, м²/с.

Густина рідкої фази на вході, кг_{AC}/м³

$$\rho_L = \rho_A X_{\Pi} + \rho_C (1 - X_{\Pi}) = 1.755 \cdot 1 \cdot 10^{-8} + 998.8 (1 - 1 \cdot 10^{-8}) = 998.8$$

де ρ_A та ρ_C – густина відповідно цільового компонента A та рідкого поглиначу C (води) за робочої температури $t=16^{\circ}\text{C}$ та тиску $P_a=0.1$ МПа ($\rho_A = 1.755$ кг/м³; $\rho_C = 998.8$ кг/м³).

X_{Π} – 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:

$$\begin{aligned}\mu_L &= \mu_A X_{\Pi} + \mu_C (1 - X_{\Pi}) = \\ &= 1.444 \cdot 10^{-5} \cdot 1 \cdot 10^{-8} + 1.125 \cdot 10^{-3} (1 - 1 \cdot 10^{-8}) = 1.125 \cdot 10^{-3}\end{aligned}$$

Товщина плівки рідкої суміші $(A+C)$, що стікає по поверхні насадки, м:

$$\delta_{\text{плівки}} = \left(\frac{\mu_L^2}{g \rho_L^2} \right)^{0.33} = \left(\frac{(1.125 \cdot 10^{-3})^2}{9.81 \cdot 998.8^2} \right)^{0.33} = 5.582 \cdot 10^{-5}$$

Модифікований критерій Рейнольдса для рідкої суміші $(A+C)$, що стікає:

$$Re_L = \frac{4U\rho_L}{\sigma\mu_L} = \frac{4 \cdot 2.642 \cdot 10^{-3} \cdot 998.8}{220 \cdot 1.125 \cdot 10^{-3}} = 42.655$$

Дифузійний критерій Прандтля для рідкої суміші $(A+C)$:

$$Pr_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} = \frac{1.125 \cdot 10^{-3}}{998.8 \cdot 1.628 \cdot 10^{-9}} = 691.569$$

Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі, м/с:

$$\begin{aligned}\beta'_x &= A \frac{D_L}{\delta_{\text{плівки}}} Re_L^{m_1} Pr_L^{n_1} = \\ &= 0.0021 \frac{1.628 \cdot 10^{-9}}{5.582 \cdot 10^{-5}} 42.655^{0.75} 691.569^{0.5} = 2.689 \cdot 10^{-5}\end{aligned}$$

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/м²с:

$$\beta_x = \beta'_x \rho_L = 2.689 \cdot 10^{-5} \cdot 998.8 = 0.027$$

Коефіцієнт масопередачі в абсорбері, кг/м²с:

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{0.1} + \frac{1.299}{0.027}} = 0.017$$

де m' – коефіцієнт розподілення, що визначається через відносні масові частки:

$$m' = \frac{\bar{Y}_K^p}{\bar{X}_{\Pi}} = \frac{1.299 \cdot 10^{-8}}{1 \cdot 10^{-8}} = 1.299$$

Продуктивність абсорбера по цільовому компоненту, що поглинається, кг_A/с:

$$M = G(\bar{Y}_{\Pi} - \bar{Y}_K) = 2.025(0.25 - 0.099) = 0.306$$

Поверхня масообміну визначається з основного рівняння масопередачі, м²:

$$M = K_y \Delta \bar{Y}_{\text{сер}} F_{\text{масообміну}}$$

$$F_{\text{масообміну}} = \frac{M}{K_y \Delta \bar{Y}_{\text{сер}}} = \frac{0.306}{0.017 \cdot 0.068} = 261.816$$

Тоді висота насадки в колоні, м:

$$H_{\text{насадки}} = \frac{F_{\text{масообміну}}}{\sigma \frac{\pi D^2}{4}} = \frac{261.816}{220 \frac{3.14 \cdot 1^2}{4}} = 1.516$$

Визначення висоти колони (другий спосіб)

Висота насадки в колоні через ЧОП (число одиниць переносу) та ВОП (висоту одиниць переносу) може бути визначена як, м:

$$H_{\text{насадки}} = m_y h_y$$

Число одиниць переносу (аналітичним методом):

$$m_y = \frac{\bar{Y}_{\text{п}} - \bar{Y}_{\text{к}}}{\Delta \bar{Y}_{\text{сер}}} = \frac{0.25 - 0.099}{0.068} = 2.216$$

Висота одиниць переносу:

$$h_y = \frac{G}{K_y \sigma \frac{\pi D^2}{4}} = \frac{2.025}{0.017 \cdot 220 \frac{3.14 \cdot 1^2}{4}} = 0.684$$

Тоді висота насадки, м:

$$H_{\text{насадки}} = m_y h_y = 2.216 \cdot 0.684 = 1.516$$

Визначимо ЧОП (m_y) графічним методом, рисунок 5.

Після виконання графічної побудови на $\bar{Y} - \bar{X}$ діаграмі встановлено, що для даних умов кількість сходинок, яка дорівнює ЧОП становить $m_{\text{цілих}}=2$, та 1 неповна сходинка із довжиною відрізків $\overline{FP}=0.00854$ та $\overline{FG}=0.03945$. Тоді число одиниць переносу, визначене графічним методом, буде становити:

$$m_{y(\text{графічно})} = m_{\text{цілих}} + \frac{\overline{FP}}{\overline{FG}} = 2 + \frac{0.00854}{0.03945} = 2.216$$

Значення ЧОП одержане графічним методом відповідає значенню, одержаному аналітичним методом, що свідчить про відсутність похибки та високу точність проведеного графічного визначення ЧОП.

Тоді висота насадки за графічним методом визначення ЧОП, м:

$$H_{\text{насадки}} = m_{y(\text{графічно})} h_y = 2.216 \cdot 0.684 = 1.516$$

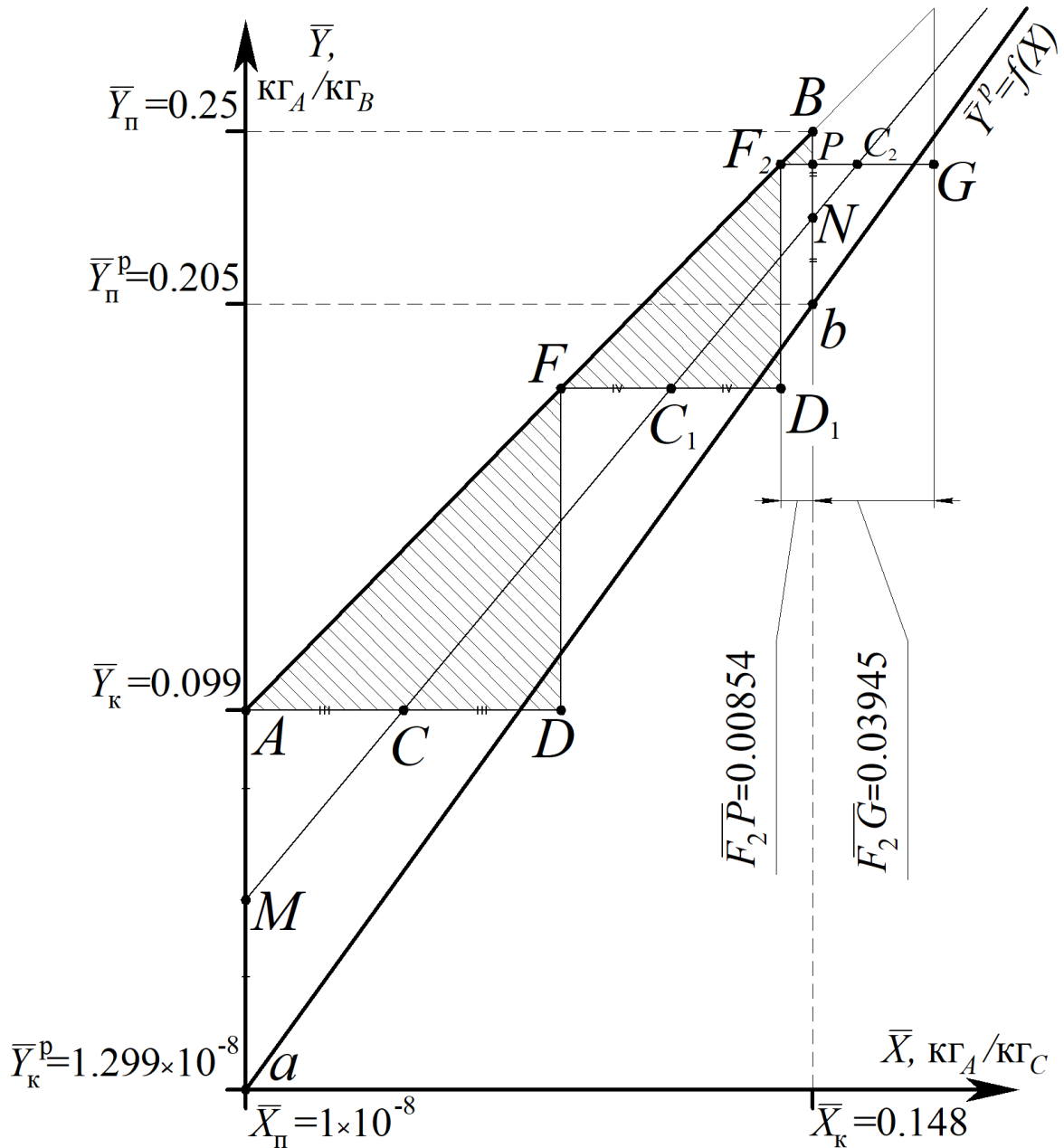


Рисунок 5. – Визначення ЧОП на $\bar{Y} - \bar{X}$ діаграмі

Остаточно приймаємо висоту насадки $H_{\text{насадки}} = 1.516$ м.

Тоді загальна висота абсорбційної колони, м:

$$H_{\text{абсорбера}} = H_{\text{насадки}} + h_1 + h_2 = 1.516 + 0.8 + 1.3 = 3.616$$

де $h_1 = 0.8$ м – відстань від шару насадки до кришки абсорбера;

$h_2 = 1.3$ м – відстань від насадки до днища абсорбера.

Визначення гідравлічного опору насадки

Метою розрахунку є визначення гідравлічного опору насадкового абсорбера при застосуванні обраного типу насадки, а саме – керамічних кілець Паля $25 \times 25 \times 3$ із питомою поверхнею $\sigma = 220 \text{ м}^2/\text{м}^3$ та вільним об'ємом насадки $\varepsilon_c = 0.74$.

Оскільки $Re_G = 3405$ – режиму руху газової фази G турбулентний.

Тоді коефіцієнт опору сухої насадки:

$$\lambda = \frac{16}{Re_G^{0.2}} = \frac{16}{3405^{0.2}} = 3.145$$

Гідравлічний опір сухої насадки, Па:

$$\Delta P_{\text{сухої}} = \frac{\lambda H_{\text{насадки}}}{d_e} \cdot \frac{w_p^2 \rho_G}{2} = \frac{3.145 \cdot 1.516}{0.013} \cdot \frac{2.427^2 \cdot 1.328}{2} = 1387$$

Гідравлічний опір змоченої насадки, Па:

$$\Delta P_{\text{змоченої}} = 1.2 \Delta P_{\text{сухої}} = 1.2 \cdot 1387 = 1665$$

Тиск утворений газодувкою, Па:

$$\Delta P_{\text{газодувки}} = 1.05 \Delta P_{\text{змоченої}} = 1.05 \cdot 1665 = 1748$$

Гідравлічний опір підведення рідкого поглинача, який необхідно перекачувати на висоту, яку прийнято рівною висоті абсорбера $H_{\text{абсорбера}}$, Па:

$$\Delta P_{\text{насоса}} = \rho_L g H_{\text{абсорбера}} = 998.8 \cdot 9.81 \cdot 3.616 = 35430$$

Розрахунок витрат енергії на проведення процесу абсорбції

Потужність, яка затрачається газодувкою, Вт:

$$N_{\text{газодувки}} = \Delta P_{\text{газодувки}} V_{G.p.(\text{дійсні})} = 1748 \cdot 1.905 = 3.33 \cdot 10^3$$

Рідкий поглинач із початковим вмістом цільового компонента $\bar{X}_n$ підводиться у верхній частині абсорбційної колони із початковими масовими витратами L_n , які визначаються з рівняння матеріального балансу, $\text{кг}_{AC}/\text{с}$:

$$L_n = L(1 + \bar{X}_n) = 2.071(1 + 1 \cdot 10^{-8}) = 2.071$$

Об'ємні секундні витрати рідкого поглинача на вході в абсорбер, $\text{м}^3/\text{с}$:

$$V_{L.n} = \frac{L_n}{\rho_L} = \frac{2.071}{998.8} = 2.074 \cdot 10^{-3}$$

Потужність, яка затрачається насосом, Вт:

$$N_{\text{насоса}} = \Delta P_{\text{насоса}} V_{L.п} = 35430 \cdot 2.074 \cdot 10^{-3} = 73.482$$

Тоді загальні витрати енергії, Вт:

$$\Sigma N = N_{\text{газодувки}} + N_{\text{насоса}} = 3.33 \cdot 10^3 + 73.482 = 3404$$

Показник ефективності абсорбера (енергія, що затрачається на поглинання 1 кг цільового компоненту) визначається як, Вт/кг_A:

$$J = \frac{\Sigma N}{M} = \frac{3404}{0.306} = 11.12 \cdot 10^3$$

Порівняння показників для обраного ряду насадок, при застосуванні яких забезпечується умови змочування (таблиця 2) наведено у таблиці 3.

Таблиця 3. Порівняння результатів для обраного ряду насадок

	Тип насадки	D , м	$H_{\text{насадки}}$, м	$\Delta P_{\text{змоченої}}$, кПа	$N_{\text{газоудвки}}$, кВт	J , Вт/кг _А
1.	Кільця Рашига керамічні (нерегулярна насадка) 25×25×3	1.0	1.582	1.549	3.099	10.370
2.	Кільця Рашига сталеві (нерегулярна насадка) 25×25×0.8	1.0	1.579	1.395	2.790	9.363
3.	Сідла Берля керамічні 100×100×10	1.0	1.712	1.407	2.815	9.451
4.	Сідла Берля керамічні 1.5"	1.0	1.665	1.437	2.876	9.648
5.	Сідла «Інталокс» керамічні 38	1.0	1.629	1.141	2.829	9.492
6.	Кільця Паля керамічні 25×25×3	1.0	1.516	1.665	3.330	11.120
7.	Кільця Паля керамічні 35×35×4	1.0	1.743	1.319	2.639	8.880

ВИСНОВКИ

За результатами програмних перерахунків у *Mathcad* встановлено, що при заданих початкових умовах найбільш оптимальним буде застосовувати у якості насадки керамічні кільця Паля розміром 35×35×4 із питомою поверхнею $\sigma=165 \text{ м}^2/\text{м}^3$ та вільним об'ємом насадки $\varepsilon_c=0.76$. При використанні цієї насадки діаметр внутрішньої частини колони буде рівний $D=1 \text{ м}$, а висота становитиме $H_{\text{насадки}} = 1.743 \text{ м}$, при цьому витрати енергії на поглинання 1 кг цільового компоненту CO_2 є найменшими серед інших можливих варіантів – $J=8.880 \text{ Вт/кг}_A$. Невелике значення числа одиниць переносу $m_y=2.216$ вказує на високу ефективність перенесення маси.

Висоту насадкової колони можна зменшити в 1.15 рази при використанні у якості насадки керамічних кілець Паля 25×25×3, оскільки цей тип насадки має в 1.33 рази більшу питому поверхню ($\sigma=220 \text{ м}^2/\text{м}^3$), однак у зв'язку з більшим у 1.26 опором насадки при її застосуванні енерговитрати будуть у 1.26 рази більшими ($N_{\text{газоудвки}}=3.33 \text{ кВт}$, $J=11.12 \text{ Вт/кг}_A$), що з економічної точки зору є менш ефективним.

4. 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

n - початок процесу

k - кінець процесу

Об'ємні витрати газової суміші на вході

$$\frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad V_{G,n} := 1.8$$

Робочий тиск:

$$\text{Па} \quad P_a := 0.1 \cdot 10^6$$

Температура поглинача:

$$^{\circ}\text{C} \quad t := 16$$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі на початку процесу:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_{AB}} \quad Y_n := 0.2$$

Масова частка цільового компонента у газовій фазі вкінці процесу:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_{AB}} \quad Y_k := 0.09$$

Масова частка цільового компонента у рідкій фазі на початку процесу:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_{AC}} \quad X_n := 1 \cdot 10^{-8} = 1 \times 10^{-8}$$

Матеріальний баланс процесу

1. Відносні масові частки цільового компонента А:

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента А у газовій фазі G:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad "Y"_{\Pi} := \frac{Y_{\Pi}}{(1 - Y_{\Pi})} = \frac{0.2}{1 - 0.2} = 0.25$$

Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента А у газовій фазі G:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad "Y"_{\text{K}} := \frac{Y_{\text{K}}}{(1 - Y_{\text{K}})} = \frac{0.09}{1 - 0.09} = 0.099$$

Початкова відносна масова концентрація цільового компонента А у рідкій фазі L:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_C} \quad "X"_{\Pi} := \frac{X_{\Pi}}{(1 - X_{\Pi})} = \frac{1\text{E-}08}{1 - 1\text{E-}08} = 1 \times 10^{-8}$$

2. Константа Генрі для заданого цільового компонента:

$$\text{Па} \quad \Psi_{\text{CO}_2} := 147370 \cdot e^{0.0218 \cdot t} = 2.089 \times 10^5$$

$$\text{Па} \quad \Psi := \Psi_{\text{CO}_2} = 2.089 \times 10^5$$

Для проведення подальших розрахунків прийнято, що при поглинанні цільового компонента водою теплота не виділяється (ізотермічна абсорбція)

3. Коефіцієнт розподілення:

$$m := \frac{\Psi}{P_a} \text{ explicit, ALL} \rightarrow \frac{208877.18156656303}{0.1 \cdot 10^6} = 2.089$$

4. Молекулярна маса цільового компонента та його носіїв:

Молекулярна маса хімічних елементів:

$$\frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \quad \text{C} := 12.0107 \quad \text{O} := 15.9994 \quad \text{H} := 1.0079$$

Молекулярна маса цільового компонента (CO₂):

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кмоль}_A} \quad M_{\text{CO}_2} := \text{C} + \text{O} \cdot 2 = 44.01$$
$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кмоль}_A} \quad M_A := M_{\text{CO}_2} = 44.01$$

Молекулярна маса носія цільового компонента у газовій фазі (повітря)

$$\frac{\text{кг}_B}{\text{кмоль}_B} \quad M_B := 28.97$$

Молекулярна маса поглинача цільового компонента у рідкій фазі (води):

$$\frac{\text{кг}_C}{\text{кмоль}_C} \quad M_{\text{H}_2\text{O}} := \text{H} \cdot 2 + \text{O} = 18.015$$
$$\frac{\text{кг}_C}{\text{кмоль}_C} \quad M_C := M_{\text{H}_2\text{O}} = 18.015$$

5. Рівноважна відносна масова частка цільового компонента А у рідкій фазі С на виході:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_C} \quad "X"_{\text{крівноважна}} := \frac{"Y"_{\text{п}} \cdot \frac{M_A}{M_C}}{"Y"_{\text{п}} \cdot (m - 1) + m \cdot \frac{M_A}{M_B}} = 0.177$$

6. Мінімальні питомі витрати поглинача (для умови, коли $"X"_{\text{к}} = "X"_{\text{крівноважна}}$)

$$\frac{\text{кг}_C}{\text{кг}_B} \quad l_{\min} := \frac{"Y"_{\text{п}} - "Y"_{\text{к}}}{"X"_{\text{крівноважна}} - "X"_{\text{п}}} = \frac{0.25 - 0.0989010989010989}{0.17726232016757634 - 1.0000000100000002\text{E-}08} = 0.852$$

7. Дійсні питомі витрати поглинача приймаються на 20% більшими ніж мінімальні:

$$\frac{\text{кг}_C}{\text{кг}_B} \quad l_{\text{д}} := l_{\min} \cdot 1.2 = 1.023$$

8. Для одержаного значення дійсних питомих витрат поглинача визначається дійсна кінцева відносна масова концентрація цільового компонента у рідкій фазі:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_C} \quad "X"_{\text{к}} := \frac{l_{\text{д}} \cdot "X"_{\text{п}} + "Y"_{\text{п}} - "Y"_{\text{к}}}{l_{\text{д}}} = 0.148$$

9. Значення абсолютної температури:

$$\text{К} \quad T_0 \equiv 273$$

10. Дійсні об'ємні витрати газової суміші на вході, з урахуванням заданої температури

$$\frac{M_{AB}}{c} \quad V_{G, \text{п.дійсні}} := V_{G, \text{п}} \cdot \left(\frac{t + T_0}{T_0} \right) = 1.905$$

$$\frac{M_{AB}}{c} \quad V_{G, \text{п.дійсні}} := V_{G, \text{п}} \cdot \left(\frac{t + T_0}{T_0} \right) = 1.905$$

11. Густина цільового компонента (А):

Густина вуглекислого газу CO₂:

$$t_{\text{CO}_2} := (0 \ 10 \ 47 \ 67 \ 87 \ 107 \ 127 \ 177 \ 227)^{\text{T}}$$

$$\rho_{\text{CO}_2} := (1.902 \ 1.773 \ 1.661 \ 1.562 \ 1.474 \ 1.396 \ 1.326 \ 1.178 \ 1.059)^{\text{T}}$$

$$\rho_{\text{CO}_2}(t) := \text{linterp}(t_{\text{CO}_2}, \rho_{\text{CO}_2}, t)$$

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{м}^3} \quad \rho_A := \rho_{\text{CO}_2}(t) = 1.755$$

Густина інертного газового носія (повітря):

$$t_{\text{повітря}} := (-20 \ -15 \ -10 \ -5 \ 0 \ 10 \ 15 \ 25 \ 1200)^{\text{T}}$$

$$\rho_{\text{повітря}} := (1.395 \ 1.369 \ 1.342 \ 1.318 \ 1.293 \ 1.247 \ 1.226 \ 1.185 \ 0.239)^{\text{T}}$$

$$\rho_{\text{повітря}}(t) := \text{linterp}(t_{\text{повітря}}, \rho_{\text{повітря}}, t)$$

$$\frac{\text{кг}_B}{\text{м}^3} \quad \rho_B := \rho_{\text{повітря}}(t) = 1.222$$

12. Густина газової суміші на вході (через масові частки компонентів):

$$\frac{\text{кг}_{AB}}{\text{м}^3} \quad \rho_G := \rho_A \cdot Y_{\Pi} + \rho_B \cdot (1 - Y_{\Pi}) = 1.7548378378378378 \cdot 0.2 + 1.2219 \cdot (1 - 0.2) = 1.328$$

13. Тоді масові витрати газової суміші на вході

$$\frac{\text{кг}_{AB}}{\text{с}} \quad G_{\Pi} := \rho_G \cdot V_{G, \text{п.дійсні}} = 1.3284875675675676 \cdot 1.9054945054945056 = 2.531$$

14. Масові витрати інертного газу (газового носія цільового компонента):

$$\frac{\text{кг}_B}{\text{с}} \quad G := \frac{G_{\Pi}}{1 + "Y"_{\Pi}} = \frac{2.5314257606177608}{1 + 0.25} = 2.025$$

15. Витрати абсорбенту або рідкого поглинача цільового компонента (води):

$$\frac{\text{кг}_C}{\text{с}} \quad L := G \cdot I_{\text{д}} = 2.0251406084942087 \cdot 1.0228834383759884 = 2.071$$

Визначення середньої рушійної сили процесу

Визначення рівноважного стану (при вираженні через відносні масові частки):

Рівноважна відносна масова частка цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad "Y"_{\text{рівноваги}}("X") := \frac{"X" \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X" \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}}$$

16. Початкова рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі G:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad "Y"_{\text{п.рівноважна}} := \frac{"X"_{\text{к}} \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_{\text{к}} \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = 0.205$$

17. Кінцева рівноважна відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad "Y"_{\text{к.рівноважна}} := \frac{"X"_{\text{п}} \cdot m \cdot \frac{M_A}{M_B}}{"X"_{\text{п}} \cdot (1 - m) + \frac{M_A}{M_C}} = 1.299 \times 10^{-8}$$

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):

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad "Y"_{\text{п}} = 0.25 \quad \text{при} \quad "X"_{\text{к}} = 0.148 \quad \frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_C}$$

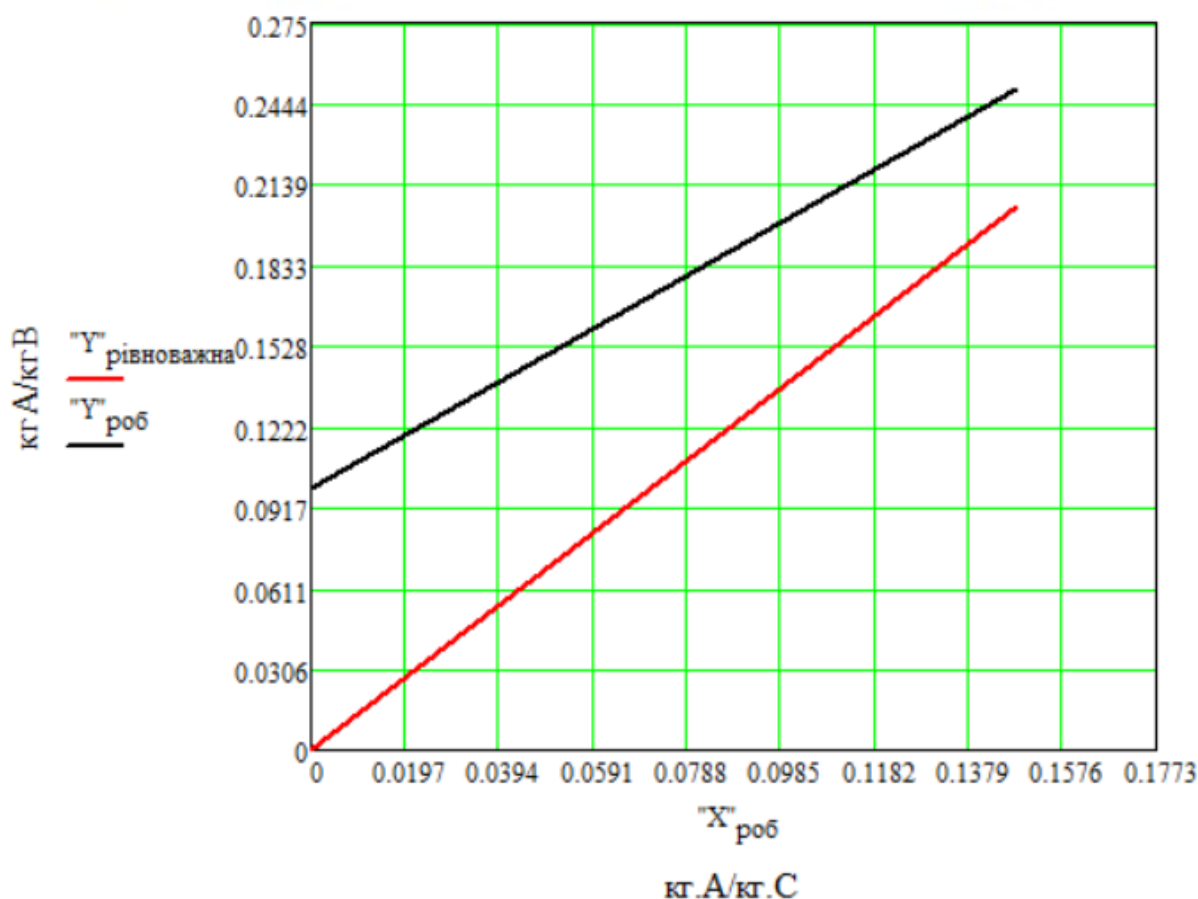
Кінцева відносна масова концентрація цільового компонента у газовій фазі - повітрі (знайдена на початку розрахунку):

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad "Y"_{\text{к}} = 0.099 \quad \text{при} \quad "X"_{\text{п}} = 1 \times 10^{-8} \quad \frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_C}$$

Робоча лінія будується по точках:

Точка А: $"X"_{\text{роб}} := \begin{pmatrix} "X"_{\text{п}} \\ "X"_{\text{к}} \end{pmatrix} \quad "Y"_{\text{роб}} := \begin{pmatrix} "Y"_{\text{к}} \\ "Y"_{\text{п}} \end{pmatrix} \quad "Y"_{\text{рівноважна}} := \begin{pmatrix} "Y"_{\text{к.рівноважна}} \\ "Y"_{\text{п.рівноважна}} \end{pmatrix}$

Точка В:



19. Рушійна сила процесу в точці А:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad \Delta Y_{\text{т.А}} := "Y"_{\text{к}} - "Y"_{\text{к.рівноважна}} = 0.0989010989010989 - 1.2989175891469155\text{E-}08 = 0.099$$

20. Рушійна сила процесу в точці В:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \quad \Delta Y_{\text{т.В}} := "Y"_{\text{п}} - "Y"_{\text{п.рівноважна}} = 0.25 - 0.20539683295618355 = 0.045$$

21. Приймаємо більше та менше значення рушійної сили по газовій фазі:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \Delta Y_{\text{менше}} := \min(\Delta Y_{T.A}, \Delta Y_{T.B}) = 0.045$$

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \Delta Y_{\text{більше}} := \max(\Delta Y_{T.A}, \Delta Y_{T.B}) = 0.099$$

$$\frac{\Delta Y_{\text{більше}}}{\Delta Y_{\text{менше}}} = 2.217$$

22. Середня рушійна сила процесу:

$$\frac{\text{кг}_A}{\text{кг}_B} \Delta Y_{\text{сер}} := \begin{cases} \frac{\Delta Y_{\text{більше}} + \Delta Y_{\text{менше}}}{2} & \text{if } \frac{\Delta Y_{\text{більше}}}{\Delta Y_{\text{менше}}} \leq 2 \\ \frac{\Delta Y_{\text{більше}} - \Delta Y_{\text{менше}}}{\ln\left(\frac{\Delta Y_{\text{більше}}}{\Delta Y_{\text{менше}}}\right)} & \text{otherwise} \end{cases} = 0.068$$

Визначення швидкості в абсорбері

23. Задаємося рядом параметрів можливих видів насадок:

Регулярні керамічні кільця Рашига:

Типорозмір :	$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$	м	$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$
1 50x50x5	$\sigma_1 := 110$	$\epsilon_{c1} := 0.735$	$d_{e1} := 0.027$	$\rho_{e1} := 650$
2 80x80x8	$\sigma_2 := 80$	$\epsilon_{c2} := 0.72$	$d_{e2} := 0.036$	$\rho_{e2} := 670$
3 100x100x10	$\sigma_3 := 60$	$\epsilon_{c3} := 0.72$	$d_{e3} := 0.048$	$\rho_{e3} := 670$

Нерегулярні керамічні кільця Рашига:

Типорозмір :	$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
4 6x6x1,5	$\sigma_4 := 940$	$\epsilon_{c4} := 0.65$
5 8x8x1,5	$\sigma_5 := 550$	$\epsilon_{c5} := 0.65$
6 10x10x1,5	$\sigma_6 := 440$	$\epsilon_{c6} := 0.7$
7 15x15x2	$\sigma_7 := 330$	$\epsilon_{c7} := 0.7$
8 25x25x3	$\sigma_8 := 200$	$\epsilon_{c8} := 0.74$
9 35x35x4	$\sigma_9 := 140$	$\epsilon_{c9} := 0.78$
10 50x50x5	$\sigma_{10} := 90$	$\epsilon_{c10} := 0.785$
11 80x80x8	$\sigma_{11} := 65$	$\epsilon_{c11} := 0.77$

12 100x100x10 $\sigma_{12} := 61$ $\epsilon_{c12} := 0.81$

Нерегулярні сталеві кільця Рашига:

Типорозмір :	$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
13 10x10x0,5	$\sigma_{13} := 500$	$\epsilon_{c13} := 0.88$
14 15x15x0,5	$\sigma_{14} := 350$	$\epsilon_{c14} := 0.92$
15 25x25x0,8	$\sigma_{15} := 220$	$\epsilon_{c15} := 0.92$
16 50x50x0,5	$\sigma_{16} := 110$	$\epsilon_{c16} := 0.95$

Керамічні сідла Берля: $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$ $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$

17 20	$\sigma_{17} := 310$	$\epsilon_{c17} := 0.69$
18 25	$\sigma_{18} := 250$	$\epsilon_{c18} := 0.7$
19 50x50x5	$\sigma_{19} := 460$	$\epsilon_{c19} := 0.68$
20 80x80x8	$\sigma_{20} := 260$	$\epsilon_{c20} := 0.69$
21 100x100x10	$\sigma_{21} := 165$	$\epsilon_{c21} := 0.7$

Керамічні сідла Берля: $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$ $\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$

22 3/8	$\sigma_{22} := 660$	$\epsilon_{c22} := 0.65$
23 3/4	$\sigma_{23} := 430$	$\epsilon_{c23} := 0.68$
24 1"	$\sigma_{24} := 260$	$\epsilon_{c24} := 0.7$
25 1.5"	$\sigma_{25} := 178$	$\epsilon_{c25} := 0.73$
26 2"	$\sigma_{26} := 120$	$\epsilon_{c26} := 0.7$

Керамічні сідла "Інталокс":

Типорозмір :	$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
27 12.5	$\sigma_{27} := 625$	$\epsilon_{c27} := 0.78$
28 19	$\sigma_{28} := 335$	$\epsilon_{c28} := 0.77$
29 25	$\sigma_{29} := 255$	$\epsilon_{c29} := 0.775$
30 38	$\sigma_{30} := 195$	$\epsilon_{c30} := 0.81$
31 50	$\sigma_{31} := 118$	$\epsilon_{c31} := 0.79$
32 75	$\sigma_{32} := 76$	$\epsilon_{c32} := 0.83$

Металічні сидла "Інталокс": $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$		$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
Типорозмір :		$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
33	25	$\sigma_{33} := 235$	$\epsilon_{c33} := 0.97$
34	40	$\sigma_{34} := 170$	$\epsilon_{c34} := 0.97$
35	50	$\sigma_{35} := 115$	$\epsilon_{c35} := 0.98$
36	60	$\sigma_{36} := 90$	$\epsilon_{c36} := 0.98$
37	70	$\sigma_{37} := 67$	$\epsilon_{c37} := 0.98$

Хордова насадка дерев'яна $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$		$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
Типорозмір :		$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
38	10	$\sigma_{38} := 100$	$\epsilon_{c38} := 0.55$
39	20	$\sigma_{39} := 65$	$\epsilon_{c39} := 0.68$
40	30	$\sigma_{40} := 48$	$\epsilon_{c40} := 0.77$

Кільця Паля керамічні: $\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$		$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
Типорозмір :		$\frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$	$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^3}$
41	25x25x3	$\sigma_{41} := 220$	$\epsilon_{c41} := 0.74$
42	35x35x4	$\sigma_{42} := 165$	$\epsilon_{c42} := 0.76$
43	50x50x5	$\sigma_{43} := 120$	$\epsilon_{c43} := 0.78$
44	60x60x6	$\sigma_{44} := 98$	$\epsilon_{c44} := 0.79$
45	25x25x3	$\sigma_{45} := 96$	$\epsilon_{c45} := 0.77$
46	35x35x4	$\sigma_{46} := 80$	$\epsilon_{c46} := 0.78$

47	50x50x5	$\sigma_{47} := 77$	$\epsilon_{c47} := 0.78$
48	60x60x6	$\sigma_{48} := 55$	$\epsilon_{c48} := 0.81$

Кільця Паля сталеві: $\frac{m^2}{m^3}$ $\frac{m^3}{m^3}$

49	15x15x0.4	$\sigma_{49} := 360$	$\epsilon_{c49} := 0.95$
50	25x25x0.6	$\sigma_{50} := 215$	$\epsilon_{c50} := 0.95$
51	35x35x0.8	$\sigma_{51} := 145$	$\epsilon_{c51} := 0.96$
52	50x50x1.0	$\sigma_{52} := 112$	$\epsilon_{c52} := 0.97$
53	70x70x1.2	$\sigma_{53} := 78$	$\epsilon_{c53} := 0.98$
54	90x90x1.4	$\sigma_{54} := 65$	$\epsilon_{c54} := 0.98$

24. ОБИРАЄМО у якості насадки:

Типорозмір = 41

Для зручності роботи на фінальному етапі тип насадки задається нижче після формули по визначенню висоти

25. У залежності від обраного типорозміру насадки визначаємо питому поверхню насадки та вільний об'єм насадки:

$\sigma :=$	σ_1 if Типорозмір = 1	= 220	$\epsilon_c :=$	ϵ_{c1} if Типорозмір = 1	= 0.74
	σ_2 if Типорозмір = 2	$\frac{m^2}{m^3}$		ϵ_{c2} if Типорозмір = 2	$\frac{m^3}{m^3}$
	σ_3 if Типорозмір = 3	$\frac{m^3}{m^3}$		ϵ_{c3} if Типорозмір = 3	$\frac{m^3}{m^3}$
	σ_4 if Типорозмір = 4			ϵ_{c4} if Типорозмір = 4	
	σ_5 if Типорозмір = 5			ϵ_{c5} if Типорозмір = 5	
	σ_6 if Типорозмір = 6			ϵ_{c6} if Типорозмір = 6	
	σ_7 if Типорозмір = 7			ϵ_{c7} if Типорозмір = 7	
	σ_8 if Типорозмір = 8			ϵ_{c8} if Типорозмір = 8	
	σ_9 if Типорозмір = 9			ϵ_{c9} if Типорозмір = 9	
	σ_{10} if Типорозмір = 10			ϵ_{c10} if Типорозмір = 10	
	σ_{11} if Типорозмір = 11			ϵ_{c11} if Типорозмір = 11	
	σ_{12} if Типорозмір = 12			ϵ_{c12} if Типорозмір = 12	
	σ_{13} if Типорозмір = 13			ϵ_{c13} if Типорозмір = 13	
	σ_{14} if Типорозмір = 14			ϵ_{c14} if Типорозмір = 14	
	σ_{15} if Типорозмір = 15			ϵ_{c15} if Типорозмір = 15	

σ_{16} if Типорозмір = 16
 σ_{17} if Типорозмір = 17
 σ_{18} if Типорозмір = 18
 σ_{19} if Типорозмір = 19
 σ_{20} if Типорозмір = 20
 σ_{21} if Типорозмір = 21
 σ_{22} if Типорозмір = 22
 σ_{23} if Типорозмір = 23
 σ_{24} if Типорозмір = 24
 σ_{25} if Типорозмір = 25
 σ_{26} if Типорозмір = 26
 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

ϵ_{c16} if Типорозмір = 16
 ϵ_{c17} if Типорозмір = 17
 ϵ_{c18} if Типорозмір = 18
 ϵ_{c19} if Типорозмір = 19
 ϵ_{c20} if Типорозмір = 20
 ϵ_{c21} if Типорозмір = 21
 ϵ_{c22} if Типорозмір = 22
 ϵ_{c23} if Типорозмір = 23
 ϵ_{c24} if Типорозмір = 24
 ϵ_{c25} if Типорозмір = 25
 ϵ_{c26} if Типорозмір = 26
 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

σ_{48} if Типорозмір = 48	ϵ_{c48} if Типорозмір = 48
σ_{49} if Типорозмір = 49	ϵ_{c49} if Типорозмір = 49
σ_{50} if Типорозмір = 50	ϵ_{c50} if Типорозмір = 50
σ_{51} if Типорозмір = 51	ϵ_{c51} if Типорозмір = 51
σ_{52} if Типорозмір = 52	ϵ_{c52} if Типорозмір = 52
σ_{53} if Типорозмір = 53	ϵ_{c53} if Типорозмір = 53
σ_{54} if Типорозмір = 54	ϵ_{c54} if Типорозмір = 54

26. Теплофізичні параметри рідкого поглинач (води):

$$t_{H_2O} := (0 \ 10 \ 20 \ 60 \ 100 \ 130 \ 170 \ 200)^T$$

$$\rho_{H_2O} := (999.9 \ 999.7 \ 998.2 \ 983.2 \ 958.4 \ 934.8 \ 897.3 \ 863.0)^T$$

$$\mu_{H_2O} := (1788 \ 1306 \ 1004 \ 469.9 \ 282.5 \ 217.8 \ 162.8 \ 136.4)^T$$

$$\mu_C(t) := \text{interp}(t_{H_2O}, \mu_{H_2O}, t) \cdot 10^{-6}$$

$$\rho_C(t) := \text{interp}(t_{H_2O}, \rho_{H_2O}, t)$$

26.1. Густина поглинач (води) за робочої температури:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \quad \rho_C := \rho_C(t) = 998.8$$

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

$$\text{Па}\cdot\text{с} \quad \mu_C := \mu_C(t) = 1.125 \times 10^{-3}$$

27. Гранична швидкість газу в абсорбері, що відповідає точці захливання:

Коефіцієнти до формули визначення граничної швидкості газу в абсорбері:

$$A := -0.073 \quad B := 1.75 \quad g := 9.81 \frac{\text{м}}{\text{с}^2}$$

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w_{\text{гр}} := \frac{10 \cdot \frac{A-B \cdot \left(\frac{L}{G}\right)^{0.25} \cdot \left(\frac{\rho_B}{\rho_C}\right)^{0.125}}{\frac{\sigma \cdot \rho_B}{g \cdot \epsilon_c^3 \cdot \rho_C} \cdot \left[\frac{(\mu_C \cdot 10^{-3})}{(10^{-3})}\right]^{0.16}}} = 2.533$$

де A та B - коефіцієнти, що залежать від типу насадки

28. Робоча швидкість газу в абсорбері приймається на 20% меншою за граничну:

$$\frac{m}{c} w_{\text{роб}} := 0.8 \cdot w_{\text{гр}} = 2.026$$

29. Діаметр колони:

$$m \quad D_{\text{розр.}} := \sqrt{\frac{4 \cdot V_{G, \text{п.дійсні}}}{3.14 \cdot w_{\text{роб}}}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 1.9054945054945056}{3.14 \cdot 2.0260414493304313}} = 1.095$$

30. Приймаємо стандартний діаметр обичайки зі стандартного ряду:

$$D_s := \begin{pmatrix} 0.4 \\ 0.5 \\ 0.6 \\ 0.8 \\ 1.0 \\ 1.2 \\ 1.4 \\ 1.6 \\ 1.8 \\ 2.2 \\ 2.6 \\ 3.0 \\ 3.4 \\ 3.8 \\ 4.2 \\ 4.6 \\ 5.0 \\ 5.4 \end{pmatrix} \quad D_i := \text{Match}(D_{\text{розр.}}, D_s, \text{"near"})_0 = 4$$

$$m \quad D := D_s D_i = 1$$

31. Щільність зрошення в абсорбційній колоні:

$$\frac{\frac{m^3}{m^2 c}}{U} := \frac{L}{\frac{3.14 \cdot D^2}{4} \cdot \rho_C} = \frac{2.0714827888113976}{\frac{3.14 \cdot 1^2}{4} \cdot 998.800000000000007} = 2.642 \times 10^{-3}$$

32. Поверхневий натяг слабкого розчину у залежності від робочої температури:

$$mH/m \quad \sigma_L := (-1.629 \times 10^{-4} \cdot t + 8.576 \cdot 10^{-2}) \cdot 10^3 = (-1.629 \cdot 10^{-4} \cdot 16 + 8.576 \cdot 10^{-2}) \cdot 10^3 = 83.154$$

33. Мінімальна лінійна щільність зрошення: $\frac{кг}{м \cdot c}$

$$\Gamma_{\min} := 3.95 \cdot 10^{-8} \cdot \sigma_L^{3.6} \cdot (\mu_C)^{0.49} = 3.95 \cdot 10^{-8} \cdot 83.153600000000012^{3.6} \cdot 0.0011247999999999998^{0.49} = 0.012$$

34. Щільність зрошення в абсорбційній колоні:

$$\frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \quad U_{\text{опт}} := \frac{\sigma \cdot \Gamma_{\text{min}}}{\rho_C} = \frac{220 \cdot 0.011566335834632865}{998.80000000000007} = 2.548 \times 10^{-3}$$

35. Перевірка виконання умови змоченості поверхні насадки:

$$U1 := \begin{cases} 1 & \text{if } \frac{U}{U_{\text{опт}}} \geq 1 \\ 0 & \text{otherwise} \end{cases} = 1 \quad \begin{array}{l} 1 - \text{вся поверхня насадки змочена (умова виконується)} \\ 0 - \text{не вся поверхня насадки змочена (умова не виконується)} \end{array}$$

$$U_{\text{мова}} := \frac{U}{U_{\text{опт}}} = 1.037 \quad \geq 1 \quad \text{виконується}$$

Це означає, що вся поверхня насадки змочена

Коефіцієнт змочуваності насадки: $\varphi := 1$

36. Остаточно приймається робоча швидкість:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad w_{\text{роб}} := \frac{4 \cdot V_{G, \text{п.дійсні}}}{3.14 \cdot D^2} = \frac{4 \cdot 1.9054945054945056}{3.14 \cdot 1^2} = 2.427$$

Визначення висоти насадки (перший спосіб)

37. Коефіцієнт молекулярної дифузії газів і парів у повітрі (за нормальних умов) при 0°C

$$\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \quad D_{\text{CO}_2} := 10.62 \cdot 10^{-6}$$

$$D_{G,0} := D_{\text{CO}_2} = 1.062 \times 10^{-5}$$

Атмосферний тиск за нормальних умов:

$$\text{Па} \quad P_0 := 101325$$

38. Коефіцієнт молекулярної дифузії газів і парів у повітрі (за робочих умов):

$$\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \quad D_G := D_{G,0} \cdot \frac{P_0}{P_a} \cdot \left(\frac{t + T_0}{T_0} \right)^{\frac{3}{2}} = 1.0619999999999998 \text{E-}05 \cdot \frac{101325}{0.1 \cdot 10^6} \cdot \left(\frac{16 + 273}{273} \right)^{\frac{3}{2}} = 1.172 \times 10^{-5}$$

39. Коефіцієнт динамічної в'язкості газового носія (повітря):

$$t_{\text{повітря}} := (0 \ 20 \ 25 \ 50 \ 75 \ 100 \ 150 \ 200 \ 250)^T$$

$$\mu_{\text{повітря}} := (1708 \ 1812 \ 1840 \ 1954 \ 2068 \ 2180 \ 2391 \ 2558 \ 2760)^T$$

$$\mu_{\text{повітря}}(t) := \text{interp}(t_{\text{повітря}}, \mu_{\text{повітря}}, t) \cdot 10^{-8}$$

$$\text{Па} \cdot \text{с} \quad \mu_B := \mu_{\text{повітря}}(t) = 1.791 \times 10^{-5}$$

40. Коефіцієнт динамічної в'язкості цільового компонента (CO2):

Діоксид вуглецю CO2

$$t_{CO2} := (0 \ 20 \ 25 \ 50 \ 75 \ 100 \ 150 \ 200 \ 250)^T$$

$$\mu_{CO2} := (1367 \ 1463 \ 1486 \ 1607 \ 1716 \ 1827 \ 2045 \ 2254 \ 2456)^T$$

$$\mu_{CO2}(t) := \text{linterp}(t_{CO2}, \mu_{CO2}, t) \cdot 10^{-8}$$

$$\text{Па}\cdot\text{с} \quad \mu_A := \mu_{CO2}(t) = 1.444 \times 10^{-5}$$

41. Динамічна в'язкість газової суміші:

$$\text{Па}\cdot\text{с} \quad \mu_G := \mu_A \cdot Y_H + \mu_B \cdot (1 - Y_H) = 1.4438\text{E-}05 \cdot 0.2 + 1.7912\text{E-}05 \cdot (1 - 0.2) = 1.722 \times 10^{-5}$$

42. Критерій Рейнольдса для газової фази:

$$Re_G = \frac{4 \cdot w_{\text{роб}} \cdot \rho_G}{\mu_G \cdot \sigma} = \frac{4 \cdot 2.4273815356617905 \cdot 1.3284875675675676}{1.7217200000000002\text{E-}05 \cdot 220} = 3.405 \times 10^3$$

43. Дифузійний критерій Прандтля для газової фази:

$$Pr_G := \frac{\mu_G}{\rho_G \cdot D_G} = \frac{1.7217200000000002\text{E-}05}{1.3284875675675676 \cdot 1.1720440183131965\text{E-}05} = 1.106$$

44. Еквівалентний діаметр насадки:

$$\text{м} \quad d_e := \frac{4 \cdot \epsilon_c}{\sigma} = \frac{4 \cdot 0.74}{220} = 0.013$$

45. Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі:

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \beta'_y := 0.407 \cdot \frac{D_G}{d_e} \left(Re_G^{0.655} \right) \cdot Pr_G^{0.33} = 0.075$$

46. Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі у необхідній розмірності:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \quad \beta_y := \beta'_y \cdot \rho_G = 0.075448225479929576 \cdot 1.3284875675675676 = 0.1$$

47. Коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при температурі 20 град. С:

$$\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \quad D_{L,CO2} := 1.77 \cdot 10^{-9}$$

$$D_{LA20} := D_{L,CO2} = 1.77 \times 10^{-9}$$

48. Коефіцієнт молекулярної дифузії газу у воді, при заданій температурі:

$$\frac{\text{м}^2}{\text{с}} \quad D_L := D_{LA20} \cdot [1 + 0.02 \cdot (t - 20)] = 1.628 \times 10^{-9}$$

49. Густина рідкої фази на вході:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^3} \rho_L := \rho_A \cdot X_{\Pi} + \rho_C \cdot (1 - X_{\Pi}) = 1.7548378378378378 \cdot 1\text{E-}08 + 998.800000000000007 \cdot (1 - 1\text{E-}08) = 998.8$$

50. Коефіцієнт динамічної в'язкості рідкої фази на вході: Па·с

$$\mu_L := \mu_A \cdot X_{\Pi} + \mu_C \cdot (1 - X_{\Pi}) = 1.4438\text{E-}05 \cdot 1\text{E-}08 + 0.0011247999999999998 \cdot (1 - 1\text{E-}08) = 1.125 \times 10^{-3}$$

51. Товщина плівки що стікає по поверхні насадки:

$$\text{м} \quad \delta_{\text{ПЛІВКИ}} := \left(\frac{\mu_L^2}{9.81 \cdot \rho_L} \right)^{0.33} = \left(\frac{0.0011247999888963796^2}{9.81 \cdot 998.799999002954833} \right)^{0.33} = 5.582 \times 10^{-5}$$

52. Модифікований критерій Рейнольдса для рідини що стікає:

$$\text{Re}_L := \frac{4 \cdot U \cdot \rho_L}{\sigma \cdot \mu_L} = \frac{4 \cdot 0.002642001980480267 \cdot 998.799999002954833}{220 \cdot 0.0011247999888963796} = 42.655$$

53. Дифузійний критерій Прандтля для рідкої фази:

$$\text{Pr}_L := \frac{\mu_L}{\rho_L \cdot D_L} = \frac{0.0011247999888963796}{998.799999002954833 \cdot 1.6284\text{E-}09} = 691.569$$

54. Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі:

$$A_s := 0.0021 \quad m_1 := 0.75 \quad n_1 := 0.5$$

$$\frac{\text{м}}{\text{с}} \quad \beta'_x := A_s \cdot \frac{D_L}{\delta_{\text{ПЛІВКИ}}} \cdot \text{Re}_L^{m_1} \cdot \text{Pr}_L^{n_1} = 2.689 \times 10^{-5}$$

55. Коефіцієнт масовіддачі у рідкій фазі у необхідній розмірності:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \quad \beta_x := \beta'_x \cdot \rho_L = 2.6889045538112397\text{E-}05 \cdot 998.799999002954833 = 0.027$$

56. Коефіцієнт розподілення (через відносні масові частки!!!):

$$m' := \frac{{}^{\text{''Y''}}_{\text{крівноважна}}}{{}^{\text{''X''}}_{\Pi}} = \frac{1.2989175891469155\text{E-}08}{1.0000000100000002\text{E-}08} = 1.299$$

$$\text{або} \quad m' := m \cdot \frac{M_C}{M_B} = 2.08877181566563 \cdot \frac{18.0152}{28.97} = 1.299$$

57. Коефіцієнт масопередачі в абсорбері:

$$\frac{\text{кг}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \quad K_y := \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m'}{\beta_x}} = \frac{1}{\frac{1}{0.10023202954512102} + \frac{1.2989175761577396}{0.026856778415370732}} = 0.017$$

58. Продуктивність абсорбера по цільовому компоненту, що поглинається: $\frac{\text{кг А}}{\text{с}}$

$$M := G \cdot (Y_{\text{п}} - Y_{\text{к}}) = 2.0251406084942087 \cdot (0.25 - 0.0989010989010989) = 0.306$$

59. Поверхня масообміну, що визначається з основного рівняння масопередачі:

$$m^2 F_{\text{масообміну}} := \frac{M}{K_y \cdot \Delta Y_{\text{сер}}} = \frac{0.30599652051423487}{0.017140469420814493 \cdot 0.0681864524286968} = 261.816$$

60. Висота насадки в колоні:

$$m H_{\text{насадки}} := \frac{F_{\text{масообміну}}}{\sigma \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}} = \frac{261.81569692756239}{220 \cdot \frac{3.14 \cdot 1^2}{4}} = 1.516$$

$$\pi \equiv 3.14$$

Визначення висоти насадки (другий спосіб)

Висота насадки, м:

61. Число одиниць переносу (ЧОП), визначене аналітичним методом:

$$m_y := \frac{Y_{\text{п}} - Y_{\text{к}}}{\Delta Y_{\text{сер}}} = \frac{0.25 - 0.0989010989010989}{0.0681864524286968} = 2.216$$

62. Висота одиниці переносу (ВОП):

$$h_y := \frac{G}{K_y \cdot \sigma \cdot \frac{\pi \cdot D^2}{4}} = \frac{2.0251406084942087}{0.017140469420814493 \cdot 220 \cdot \frac{3.14 \cdot 1^2}{4}} = 0.684$$

63. Висота насадки, м:

$$H_{\text{насадки2}} := m_y \cdot h_y = 2.2159665991848843 \cdot 0.68413235954771678 = 1.516$$

Визначення числа одиниць переносу (ЧОП) графічним методом

64. Одержані значення з графічної побудови ЧОП:

кількість цілих сходинок (ЧОП):

$$m_{\text{цілих}} := 2$$

Довжина відрізка FP (неповної останньої сходинки ЧОП):

$$FP \equiv 0.00854$$

Довжина відрізка FG (неповної останньої сходинки ЧОП):

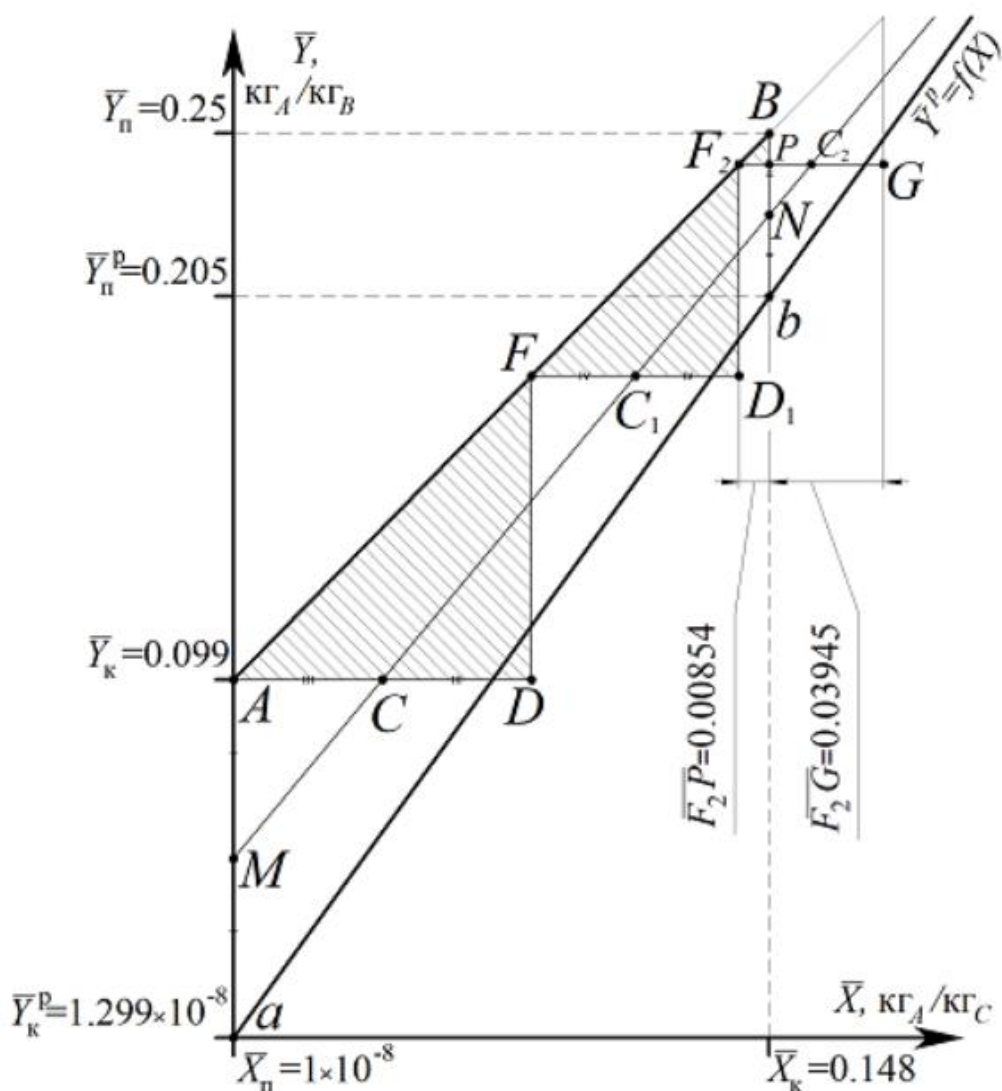
$$FG \equiv 0.03945$$

65. Число одиниць переносу (ЧОП), визначене графічним методом:

$$m_{y, \text{графічно}} := m_{\text{цілих}} + \frac{FP}{FG} = 2 + \frac{0.00854}{0.03945} = 2.216$$

66. Тоді висота насадки через ЧОМ, визначене графічним методом, м:

$$H_{\text{насадки3}} := m_{y, \text{графічно}} \cdot h_y = 2.2164765525982255 \cdot 0.68413235954771678 = 1.516$$



Остаточно приймається висота насадки: $H_{\text{насадки}} = 1.516$

67. Загальна висота абсорбційної колони:

$$H_{\text{абсорбера}} := H_{\text{насадки}} + h_1 + h_2 = 1.516014458179284 + 0.8 + 1.3 = 3.616$$

де $h_1 \approx 0.8$ м - прийнята відстань від шару насадки до кришки абсорбера

$h_2 \approx 1.3$ м - прийнята відстань від насадки до опори, з урахуванням днища абсорбера

Гідравлічний розрахунок:

68. Визначаємо режим руху газу:

$$\text{Режим} := \begin{cases} \text{Ламінарний} & \text{if } Re_G < 40 \\ \text{Турбулентний} & \text{otherwise} \end{cases} = 2$$

Ламінарний := 1

Турбулентний := 2

69. Коефіцієнт опору насадки:

$$\lambda := \begin{cases} \frac{140}{Re_G} & \text{if } Re_{\text{Режим}} < 2 \\ \frac{16}{Re_G^{0.2}} & \text{otherwise} \end{cases} = \frac{16}{3405.4171957743724^{0.2}} = 3.145$$

$$d_e = 0.013$$

70. Гідрравлічний опір сухої насадки, Па:

$$\text{Па} \quad \Delta P_{\text{сухої}} := \frac{\lambda \cdot H_{\text{насадки}}}{d_e} \cdot \frac{w_{\text{роб}}^2 \cdot \rho_G}{2} = 1.387 \times 10^3$$

71. Опір змоченої насадки, Па:

$$\text{Па} \quad \Delta P_{\text{змоченої}} := 1.2 \cdot \Delta P_{\text{сухої}} = 1.2 \cdot 1387.1512501817197 = 1.665 \times 10^3$$

72. Тиск, створюваний газодувкою, Па:

$$\text{Па} \quad \Delta P_{\text{газодувки}} := 1.05 \cdot \Delta P_{\text{змоченої}} = 1.05 \cdot 1664.5815002180636 = 1.748 \times 10^3$$

73. Гідрравлічний опір на підведення рідкої фази, Па:

$$\text{Па} \quad \Delta P_{\text{насоса}} := \rho_L \cdot g \cdot H_{\text{абсорбера}} = 998.79999002954833 \cdot 9.81 \cdot 3.6160144581792837 = 3.543 \times 10^4$$

Розрахунок витрат енергії

$$\rho_L = 998.8$$

74. Потужність яка затрачається газодувкою, Вт

$$H_{\text{абсорбера}} = 3.616$$

$$\text{Вт} \quad N_{\text{газодувки}} := \Delta P_{\text{газодувки}} \cdot V_{G,\text{п.дійсні}} = 1747.8105752289669 \cdot 1.9054945054945056 = 3.33 \times 10^3$$

75. Початкові масові витрати рідкого поглинача із початковою відносною масовою часткою цільового компонента "X"п

$$\frac{\text{кг}_{AC}}{c} L_{\text{п}} := L \cdot (1 + "X"_{\text{п}}) = 2.071 \quad L = 2.071 \quad "X"_{\text{п}} = 1 \times 10^{-8}$$

76. Початкові об'ємні витрати рідкого поглинача із початковою відносною масовою часткою цільового компонента:

$$\frac{\text{м}_{AC}}{c} V_{L,\text{п}} := \frac{L_{\text{п}}}{\rho_L} = 2.074 \times 10^{-3}$$

77. Потужність яка затрачається насосом, Вт

$$\text{Вт} \quad N_{\text{насоса}} := \Delta P_{\text{насоса}} \cdot V_{L,\text{п}} = 35430.533758854246 \cdot 0.0020739715961200032 = 73.482$$

78. Загальні витрати енергії, Вт

$$\text{Вт} \quad \Sigma N := N_{\text{газодувки}} + N_{\text{насоса}} = 3330.4434477439877 + 73.4819206512346 = 3.404 \times 10^3$$

79. Показник ефективності абсорбера (енергія, що затрачається на поглинання 1 кг цільового компонента), Вт*с/кг:

$$\frac{\text{Вт}}{\text{кг}} J := \frac{\Sigma N}{M} = \frac{3403.9253683952224}{0.30599652051423487} = 1.112 \times 10^4$$

Рекомендації щодо оформлення розрахункової роботи

Розрахункова робота складається з наступних елементів:

1. Титульного аркуша;
2. Завдання;
3. Вступу;
4. Розрахунків;
5. Загальних висновків
6. Переліку посилань.

Запитання для самоконтролю

1. Що таке абсорбція?
2. В чому полягає фізична модель абсорбції?
3. Чим відрізняється фізична і хімічна абсорбція?
4. Чим відрізняються ідеальні і реальні розчини при абсорбції?
5. Як виражається рушійна сила процесу через парціальний тиск?
6. Як визначити рівноважний парціальний тиск на поверхні рідини при абсорбції?
7. Як впливає температура та перемішування на процес абсорбції?
8. Як визначити мінімальні і реальні витрати поглинача?
9. Як побудувати лінію рівноваги при неізотермічній абсорбції?
10. Наведіть схеми абсорбції.
11. У яких випадках застосовується схема з рециркуляцією по рідкій фазі?

Список рекомендованої літератури

1. Процеси та обладнання хімічної технології. Частина II: Навчальний посібник / Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»; уклад.: Я.М. Корнієнко, Ю.Ю. Лукач, І.О. Мікульонок, В.Л. Ракицький, Г.Л. Рябцев. – Київ : НТУУ «КПІ». – 2010. – 376 С.
2. Мікульонок І. О. Механічні, гідромеханічні і масообмінні процеси та обладнання хімічної технології: навч. посіб. / І.О. Мікульонок. – 2-ге вид., перероб. і допов. – К.: ІВЦ «Політехніка», 2002. – 304 С.
3. Процеси та апарати хімічної технології / Підручник у 2ч – 1ч/ Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГАТЛІНСЬКА, В.О. ЛЕЩЕНКО та інші: За заг. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Харків: НТУУ "ХПІ". – 2007 р. – 616 С.
4. Процеси та апарати хімічної технології / Підручник у 2ч – 2ч/ Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, А.П. ГАТЛІНСЬКА, В.О. ЛЕЩЕНКО та інші: За заг. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Харків: НТУУ "ХПІ". – 2007 р. – 540 С.

ДОДАТОК 1. Завдання до розрахунку

Розрахувати абсорбер насадкового типу безперервної дії для поглинання цільового компонента (A) із суміші повітря ($A+B$) з тиском P_a . Об'ємні витрати газової суміші на вході до абсорбера – $V_{Gп}$ (за нормальних умов). У якості поглинача використовується вода із температурою t . Масова частка цільового компонента у газовому середовищі на вході до колони – $Y_{п}$ [кг $_A$ /кг $_{AB}$], на виході – $Y_{к}$ [кг $_A$ /кг $_{AB}$]. Початкова масова частка цільового компонента у поглиначі – $X_{п}$ [кг $_A$ /кг $_{AC}$].

Вихідні дані до розрахунків наведено у таблиці Д.1.

Таблиця Д.1. – Вихідні дані до розрахункової роботи

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 , °C	P_a , МПа	Тип насадки
1	2	3	4	5	6	7	8	9
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 сидла «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 сидла 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 сидла «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 сидла 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 сидла «Інталокс»

1	2	3	4	5	6	7	8	9
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 сидла 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 сидла «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 сидла Берля
25	CO ₂	0.20	0.06	0.004	2.1	20	0.1	Керамічні кільця Палля – нерегулярна насадка
26	CO ₂	0.22	0.09	0.001	2.1	23	0.1	Керамічні кільця Рашега –регулярна насадка

ДОДАТОК 2. Табличні дані

Таблиця 1. 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 ₂ S	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 2. 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, Па
Аміак (NH ₃)	$\Psi_{\text{NH}_3}(t) = 207844e^{0.0144 \cdot t}$
Діоксид сірки (SO ₂)	$\Psi_{\text{SO}_2}(t) = 219597e^{0.0185 \cdot t}$
Сірководень (H ₂ S)	$\Psi_{\text{H}_2\text{S}}(t) = 43.68t^2 + 10342.6t + 266205.74$
Хлороводень(HCl)	$\Psi_{\text{HCl}}(t) = 51.9729t^2 + 15141.23t + 25881.07$

Таблиця 3 Атомна маса деяких елементів

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 4. Значення густини ρ деяких речовин у залежності від температури ($^{\circ}\text{C}$) при $P=0.1$ МПа

$t, ^{\circ}\text{C}$	Густина ρ , кг/м^3						
	CO_2	H_2S	NH_3	SO_2	HCl	H_2O	Повітря
0	1.947	1.5392	0.766	2.926	54	999.9	1.293
10	1.883	1.487	0.747	2.847	75.5	999.7	1.247
20	1.818	1.434	0.728	2.769	97	998.2	1.206
30	1.756	1.389	0.709	2.690	138.5	994.45	1.287
40	1.700	1.343	0.688	2.612	180	990.7	1.173
50	1.646	1.303	0.667	2.533	394.035	986.95	1.165
60	1.597	1.262	0.646	2.454	608.07	983.2	1.157
70	1.549	1.228	0.625	2.376	822.105	977	1.149
80	1.505	1.195	0.605	2.297	1036	970.8	1.141
90	1.462	1.161	0.587	2.219	1250	964.6	1.133
100	1.423	1.127	0.570	2.140	1464	958.4	1.125

Таблиця 5. Значення коефіцієнта динамічної в'язкості μ деяких речовин у залежності від температури ($^{\circ}\text{C}$) при $P=0.1$ МПа

$t, ^{\circ}\text{C}$	Динамічна в'язкість $\mu \times 10^5$, $\text{Па} \cdot \text{с}$						
	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 6. Основні характеристики стандартного ряду насадок

Тип насадки	Типорозмір		Питома поверхня насадки	Вільний об'єм насадки
			$\sigma, \text{м}^2/\text{м}^3$	$\varepsilon_{\text{с}}, \text{м}^3/\text{м}^3$
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	65	0.77
	12	100×100×10	61	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	98	0.79
	53	75×75×7	96	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	0.97
	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

Таблиця 7. Значення коефіцієнта молекулярної дифузії деяких газів і парів у повітрі за нормальних умов при температурі 0°C

Гази та пари	CO ₂	H ₂ S	NH ₃	SO ₂	HCl
$D_G^0, \text{м}^2/\text{с}$	10.62×10^{-6}	11.35×10^{-6}	19.3×10^{-6}	7.01×10^{-6}	12.1×10^{-6}

Таблиця 8. Значення коефіцієнта молекулярної дифузії деяких газів у воді, при температурі 20°C

Гази та пари	CO ₂	H ₂ S	NH ₃	SO ₂	HCl
$D_{LA20}, \text{м}^2/\text{с}$	1.77×10^{-9}	1.29×10^{-9}	1.76×10^{-9}	1.6×10^{-9}	2.64×10^{-9}