

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
ДЕРЖАВНИЙ ВИЩИЙ НАВЧАЛЬНИЙ ЗАКЛАД
«УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ
УНІВЕРСИТЕТ»

Методичні вказівки до виконання лабораторної роботи № 11
за темою "Дослідження процесу розділення газової суміші
в абсорбційній колоні барботажного типу" з дисциплін: «Процеси та апарати
хімічних виробництв», «Процеси та апарати біотехнологічних виробництв»,
«Процеси та апарати природоохоронних технологій», «Процеси та апарати
харчових виробництв», за освітньо-професійною програмою «Бакалавр» для
студентів спеціальностей: 161 – «Хімічні технології та інженерія»,
133 – «Галузеве машинобудування», 101 – «Екологія», 162 – «Біотехнологія та
біоінженерія», 181 – «Харчові технології»

Затверджено
на засіданні кафедри
«Процеси, апарати та загальна
хімічна технологія»
Протокол № 9 від 30.05.2017

Методичні вказівки до виконання лабораторної роботи № 11 за темою "Дослідження процесу розділення газової суміші в абсорбційній колоні барботажного типу" з дисциплін: «Процеси та апарати хімічних виробництв», «Процеси та апарати біотехнологічних виробництв», «Процеси та апарати природоохоронних технологій», «Процеси та апарати харчових виробництв», за освітньо-професійною програмою «Бакалавр» для студентів спеціальностей: 161 – «Хімічні технології та інженерія», 133 – «Галузеве машинобудування», 101 – «Екологія», 162 – «Біотехнологія та біоінженерія», 181 – «Харчові технології» / Укл. О.О. Тертишний. – Дніпро: ДВНЗ УДХТУ, 2018. – 20 с.

Укладач О.О. Тертишний, канд. техн. наук

Відповідальний за випуск О. В. Кравченко, д-р техн. наук

Навчальне видання

Методичні вказівки до виконання лабораторної роботи № 11 за темою "Дослідження процесу розділення газової суміші в абсорбційній колоні барботажного типу" з дисциплін: «Процеси та апарати хімічних виробництв», «Процеси та апарати біотехнологічних виробництв», «Процеси та апарати природоохоронних технологій», «Процеси та апарати харчових виробництв», за освітньо-професійною програмою «Бакалавр» для студентів спеціальностей: 161 – «Хімічні технології та інженерія», 133 – «Галузеве машинобудування», 101 – «Екологія», 162 – «Біотехнологія та біоінженерія», 181 – «Харчові технології»

Укладач ТЕРТИШНИЙ Олег Олександрович

Технічний редактор Л.Я. Гоцуцова
Комп'ютерна верстка Л.Я. Гоцуцова

Підписано до друку 13.03.18. Формат 60×84/16. Папір ксерокс. Друк різнограф. Умов. друк. арк. 0,92. Облік.-вид. арк. 0,96. Тираж 100 прим. Зам. № 447. Свідоцтво ДК № 5026 від 16.12.2015.

ДВНЗ УДХТУ, 49005, м. Дніпро – 5, просп. Гагаріна, 8.

Редакційно-видавничий відділ

І. ДОСЛІДЖЕННЯ АБСОРБЦІЙНОЇ УСТАНОВКИ БАРБОТАЖНОГО ТИПУ. ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ АБСОРБЕРА. ВИЗНАЧЕННЯ КОЕФІЦІЄНТА МАСОПЕРЕДАЧІ ПРОЦЕСУ АБСОРБЦІЇ

Процес поглинання газів або пари з газових або парогазових сумішей рідинними поглиначами називається **абсорбцією**.

Під **сумішами** в абсорбційних процесах розуміють газові або рідинні гомогенні системи, які складаються з кількох компонентів, один або декілька з яких здатні переходити з однієї фази в іншу в залежності від зовнішніх умов. Суміші характеризуються складом, а також фізичними властивостями, найважливішими з яких є тиск, температура, густина, в'язкість та дифузійна здатність.

Суміші речовин у рідинній або газовій фазах різняться за відносною кількістю кожного компонента: їх концентрацією або вмістом.

Газ або пара, чи суміші пари або газів, які переходять у процесі абсорбції в рідинну фазу, називаються **абсорбтивом**, а ті які вже перейшли в рідину – **абсорбатом**. Гази, що не розчиняються в рідині, називаються **інертним газом** або **носієм**. Рідина, в яку переходить абсорбтив, називається **абсорбентом**.

При **фізичній** абсорбції абсорбтив хімічно не взаємодіє з абсорбентом, тоді як при **хемосорбції** абсорбтив з абсорбентом утворює нову хімічну сполуку.

Особливостями процесу являються **селективність** та **зворотність**. **Селективність** процесу проявляється в тому, що не всі гази чи пара з сумішей однаково поглинаються рідиною. Наприклад, одним об'ємом води при нормальних умовах поглинається 700 об'ємів гідрогену хлориду (HCl), тоді як карбон (IV) оксид (CO₂) абсорбується значно гірше, а азот практично зовсім не поглинається водою. **Зворотність** процесу абсорбції характеризується тим, що при одних зовнішніх умовах відбувається процес абсорбції, а при інших умовах розчинений газ видаляється з розчину. Процес видалення розчиненого газового компонента з розчину називається **десорбцією**.

Поєднання абсорбції з десорбцією дозволяє здійснювати процеси вилучення необхідних компонентів з газових сумішей або очищення їх від токсичних чи небажаних компонентів для наступної переробки газу. Якщо концентрація компонента в газовій фазі нижча рівноважної концентрації заданої системи газ-рідина, то компонент переходить із розчину в газовий потік, тобто, відбувається процес десорбції. При цьому абсорбент може використовуватись багаторазово, а поглинутий при абсорбції компонент можна одержувати у концентрованому вигляді, доступному для подальшої переробки. В промисловості процеси абсорбції часто являються основною технологічною стадією низки найважливіших виробництв, таких як абсорбція водою SO₃, HCl, NO₂ при виробництвах відповідно H₂SO₄, HCl, HNO₃.

Десорбцію здійснюють шляхом зниження тиску або відгоном у струмені інертного газу, або підвищенням температури абсорбенту, чи шляхом одночасного підвищення температури та зниження тиску.

Зниження тиску десорбції є найбільш простим методом, особливо в тих випадках, коли абсорбцію здійснюють під надлишковим тиском і десорбцію можна реалізувати шляхом зниження тиску до атмосферного, а іноді і нижче. При відгоні десорбуючий інертний газ контактує з рідиною, в якій у розчиненому вигляді знаходиться компонент. Оскільки рівноважний парціальний тиск компонента безпосередньо над розчином вищий, ніж у десорбуючому агентіві, то цей компонент переходить із розчину в струмінь газу.

Десорбція шляхом підведення тепла забезпечує найповнішу регенерацію абсорбенту і тому є найбільш розповсюдженим способом десорбції.

При десорбції глухою парою нижня частина десорбера являє собою кип'ятильник. Цей процес схожий з процесом ректифікації, де ректифікаційна колона має тільки одну вичерпну (нижню) частину.

Апарати, які призначені для здійснення процесу абсорбції, називаються **абсорберами**, а ті, які призначені для десорбції, – **десорберами**.

Рівноважні концентрації у газі та рідині досягаються у двох випадках: при нескінченному часові контакту рідини з газом або при нескінченно великій поверхні їх контакту. Фактичні (робочі) концентрації в діючих абсорберах завжди нижчі рівноважних і визначаються з матеріального балансу абсорбера на підставі закону збереження матерії та схеми матеріальних потоків (рис. 1).

При складанні матеріального балансу зручно використовувати витрати інертного газу G та чистого абсорбенту L , оскільки їх кількість не змінюється в процесі поглинання абсорбтиву. Тому вміст компонента, що поглинається в обох фазах, зручніше виражати через відносні молярні частки.

Витрати газового потоку $G_{см}$ складаються з витрати інертного газу G та абсорбтиву $G \cdot Y$. Тоді на вході в абсорбер:

$$G_{смн} = G + G \cdot Y_n = G(1 + Y_n), \text{ кмоль / с}, \quad (1)$$

а на виході з абсорбера:

$$G_{смв} = G + G \cdot Y_v = G(1 + Y_v), \text{ кмоль / с}. \quad (2)$$

Витрата рідини визначається аналогічно. На вході абсорбенту в абсорбер:

$$L_{смв} = L + L \cdot X_v = L(1 + X_v), \text{ кмоль / с}, \quad (3)$$

а на виході з нього:

$$L_{смн} = L + L \cdot X_n = L(1 + X_n), \text{ кмоль / с}. \quad (4)$$

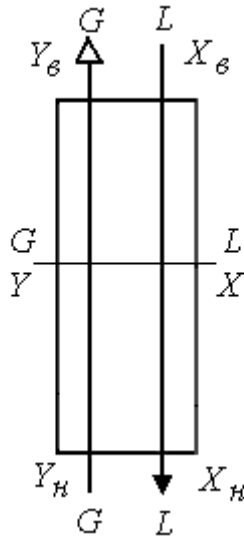
Оскільки статті прибутку потоків повинні дорівнювати їх витратам, то:

$$G(1+Y_H)+L(1+X_G)=G(1+Y_G)+L(1+X_H)$$

Це рівняння матеріального балансу спрощується до виразу:

$$G(Y_H - Y_G) = L(X_H - X_G) = M, \text{ кмоль компонента / с,} \quad (5)$$

де M – витрата компонента, поглинутого абсорбентом із газової суміші.



1 – абсорбер; 2 – потік газу; 3 – потік рідини;

G – витрата інертного газу, кмоль/с; L – витрата абсорбенту, кмоль / с;

Y_H та Y_G – відносна молярна частка абсорбтиву в газі відповідно в нижній та верхній частинах колони, кмоль абсорбтиву / кмоль інертного газу; X_G та X_H – відносна молярна частка абсорбату в рідині у верхній та нижній частинах колони, кмоль абсорбату / кмоль абсорбенту.

Рис. 1 – До складання матеріального балансу процесу абсорбції при протитечії газу і рідини:

Якщо скласти матеріальний баланс для ділянки апарата в межах від верхньої частини абсорбера до будь-якого поперечного перерізу по висоті (рис. 1), то одержимо рівняння, аналогічне (2.15):

$$G(Y - Y_G) = L(X - X_G),$$

де Y та X – відносні молярні частки абсорбтиву в газовій та рідинній сумішах на рівні перерізу, кмоль компонента / кмоль носія.

Розв'язавши останнє рівняння відносно вмісту абсорбтиву в газовій суміші Y одержують:

$$Y = Y_G + \frac{L}{G}(X - X_G). \quad (6)$$

Останнє рівняння називається **рівнянням робочої лінії** процесу, яке показує робочі (фактичні) вмісти абсорбату в газовій Y та рідинній X фазах у будь-якому перерізі по висоті абсорбера.

У рівнянні (6) $L/G = \epsilon$ – співвідношення між фазами, або **питома витрата абсорбенту**, кмоль / кмоль, яка у випадку сталого режиму є величина постійна, та вказує витрату абсорбенту для очищення одиниці газу-носія.

Робоча лінія в координатах відносних молярних часток Y - X являється прямою, нахиленою до горизонту під кутом, тангенс якого дорівнює $L/G = \epsilon$.

Вміст компонента в розчині залежить не тільки від властивостей рідини та газу, але також від тиску, температури та вмісту цього компонента в газовій фазі.

Якщо компонент, що розподіляється між рідинною (Φ_x) і газовою (Φ_y) фазами, спочатку знаходиться лише в газовій фазі, а мольна частка його в цій фазі дорівнює y , то при контакті цих двох фаз компонент почне переходити в фазу Φ_x . При цьому встановлюється динамічна рівновага між фазами при конкретних зовнішніх умовах, коли вмісти компонента у фазах уже не змінюються.

Концентрації (вмісти) компонента в контактуючих фазах Φ_x та Φ_y , які не змінюються продовж нескінченного часу, називаються **рівноважними**.

Статика процесу вивчає зв'язок між рівноважними концентраціями речовини в фазах.

При рівновазі будь-якої концентрації x речовини в фазі Φ_x відповідає рівноважна концентрація y в фазі Φ_y і навпаки, тобто:

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

Ця залежність виражається **законом Генрі**, згідно з яким парціальний тиск p_A компонента A (або його концентрація) в газовій фазі пропорційний молярній частці x_A його в рідині:

$$p_A^i = E \cdot x_A, \quad (7)$$

або розчинність газу (абсорбтиву A) в рідині x_A^i при даній температурі пропорційна його парціальному тиску над розчином p_A :

$$x_A^i = \frac{1}{E} \cdot p_A, \quad (8)$$

де E – коефіцієнт пропорційності (константа Генрі), довідкова величина, залежить від властивостей абсорбтиву та абсорбенту, значення коефіцієнта зростає зі збільшенням температури, вимірюється в одиницях тиску.

З урахуванням **закону Дальтона** закон Генрі можна записати наступним чином:

$$y_A = \frac{p_A}{P} = \frac{E}{P} \cdot x_A = m x_A, \quad (9)$$

де y – мольна частка абсорбтиву в газовій фазі;

P – абсолютний тиск в абсорбері, Па;

m – константа фазової рівноваги, або коефіцієнт розподілу.

Для слабorozчинних газів і відповідно, сильно розбавлених розчинів концентрації абсорбтиву в формулі (3) можна виражати у відносних мольних

частках (X, Y) або у відносних масових частках $\begin{pmatrix} - & - \\ X, Y \end{pmatrix}$ без корегування значення константи фазової рівноваги (рис. 2).

Закон Генрі являється справедливим лише для **ідеальних** (дуже розведених) розчинів або для погано розчинних газів. Для газів, які добре розчиняються, фактична розчинність менша, ніж маємо з закону Генрі, коефіцієнт розподілення являється змінною величиною і лінія рівноваги відрізняється від прямої, тому будують її на основі дослідних даних.

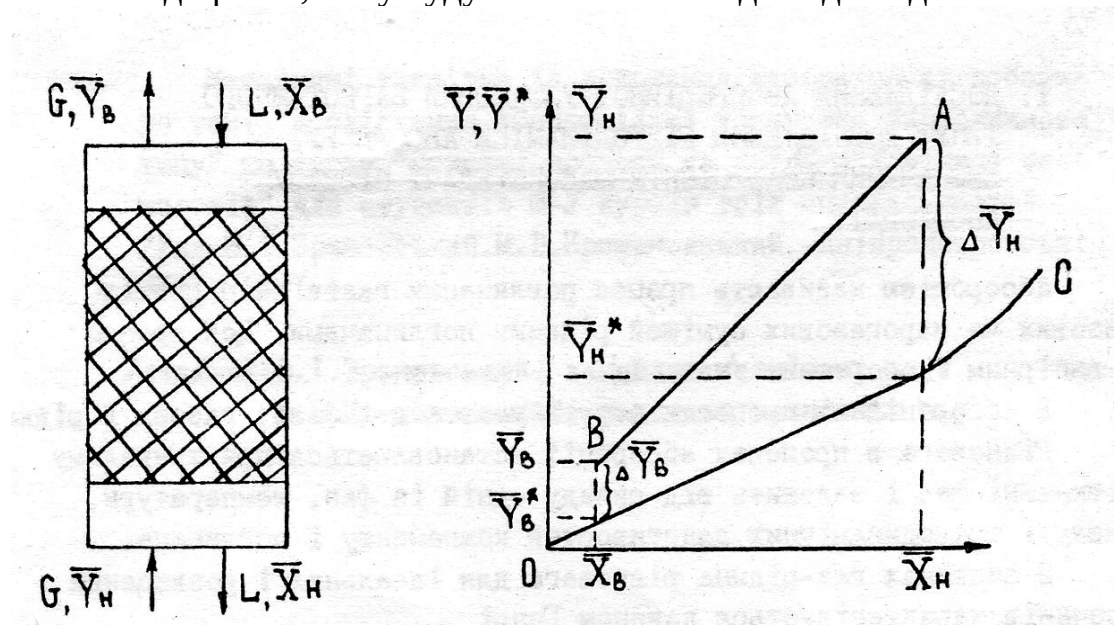


Рисунок 2 – Схема процесу абсорбції

ОС – лінія рівноваги, $Y^* = f(X)$;

АВ – робоча лінія процесу абсорбції, пряма, яка проходить через точки

$$\begin{pmatrix} \bar{Y}_H, \bar{X}_H \end{pmatrix} \text{ i } \begin{pmatrix} \bar{Y}_\theta, \bar{X}_\theta \end{pmatrix} \text{ A } .$$

Маса газового компонента M , кг/с, яка переходить із фази в фазу за одиницю часу, пропорційна поверхні контакту фаз та рушійній силі процесу і залежить від властивостей абсорбтиву, абсорбенту, інертного газу, конструктивних характеристик абсорбера та гідродинамічного режиму його роботи.

Якщо рушійну силу визначають за газовою фазою, **рівняння масопередачі** процесу абсорбції має вигляд:

$$M = K_y^- \cdot F \cdot \Delta \bar{Y}_{\text{сер}} \cdot , \quad (10)$$

де K_y^- – **коефіцієнт масопередачі**, $\text{кг}/(\text{м}^2\text{с}) \cdot (\text{кг}/\text{кг})$;

F – поверхня контакту фаз, м^2 , для тарілчастого абсорбера сумарна робоча площа усіх тарілок;

$\Delta \bar{Y}_{\text{сер}} \cdot$ – середня **рухома сила** процесу абсорбції:

$$\Delta \bar{Y}_{\text{сер}} \cdot = \frac{\frac{\Delta \bar{Y}_\theta - \Delta \bar{Y}_M}{\ln \frac{\Delta \bar{Y}_\theta}{\Delta \bar{Y}_M}} , \quad (11)$$

де, відповідно до рис. 2 $\Delta \bar{Y}_\theta = \Delta \bar{Y}_H = \bar{Y}_H - \bar{Y}_H^i = \bar{Y}_H - m \bar{X}_H$

$$\Delta \bar{Y}_M = \Delta \bar{Y}_\theta = \bar{Y}_\theta - \bar{Y}_\theta^i = \bar{Y}_\theta - m \bar{X}_\theta .$$

Коефіцієнт масопередачі розраховують згідно з виразом:

$$K_y^- = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y^-} + \frac{m}{\beta_x^-}} , \quad (12)$$

де β_y, β_x – **коефіцієнти масовіддачі**, відповідно в газовій і рідкій фазах.

Коефіцієнти масовіддачі не є фізичними константами, а кінетичними характеристиками, які залежать від фізичних властивостей фаз (густини, в'язкості та ін.) і гідродинамічних умов у них (режим руху), які пов'язані в свою чергу з фізичними властивостями фаз, а також з геометричними факторами, що визначаються конструкцією і розмірами апарата.

Коли розчинність абсорбату в абсорбенті не підлягає закону Генрі, рівняння масопередачі має наступний вигляд:

$$M = K_y F \tau \frac{y_n - y_g}{\int_{y_g}^{y_n} \frac{dy}{y - y^{\dot{g}}}} = K_y F \tau \Delta y_{cp}, \quad (13)$$

$$\Delta y_{cp} = \frac{y_n - y_g}{\int_{y_g}^{y_n} \frac{dy}{y - y^{\dot{g}}}}$$

де $\int_{y_g}^{y_n} \frac{dy}{y - y^{\dot{g}}}$ – середня інтегральна рушійна сила масопередачі. (14)

Значення інтегралу:

$$n_{oy} = \int_{y_g}^{y_n} \frac{dy}{y - y^{\dot{g}}} \quad (15)$$

це **число одиниць перенесення (ЧОП)**.

Число одиниць перенесення характеризує зміну концентрації фази, яка приходить на одиницю рушійної сили. ЧОП можна розглядати як ділянку апарата, на якій зміна концентрації дорівнює середній рушійній силі.

Число одиниць перенесення не може бути обчислене аналітично, оскільки вигляд функції $y^{\dot{g}} = f(x)$ у кожному конкретному випадку різний і тому його визначають методом графічного інтегрування.

Для цього на діаграму $y - x$ (рис. 3а) наносяться рівноважна (2) та робоча (1) лінії реальної масопередачі. Відрізок $y_n - y_g$ поділяють на декілька частин. Для кожного значення y_i знаходяться рівноважні вмісти $y_i^{\dot{g}}$ (як показано на рис. (3а), після чого визначають величини $1/(y_i - y_i^{\dot{g}})$.

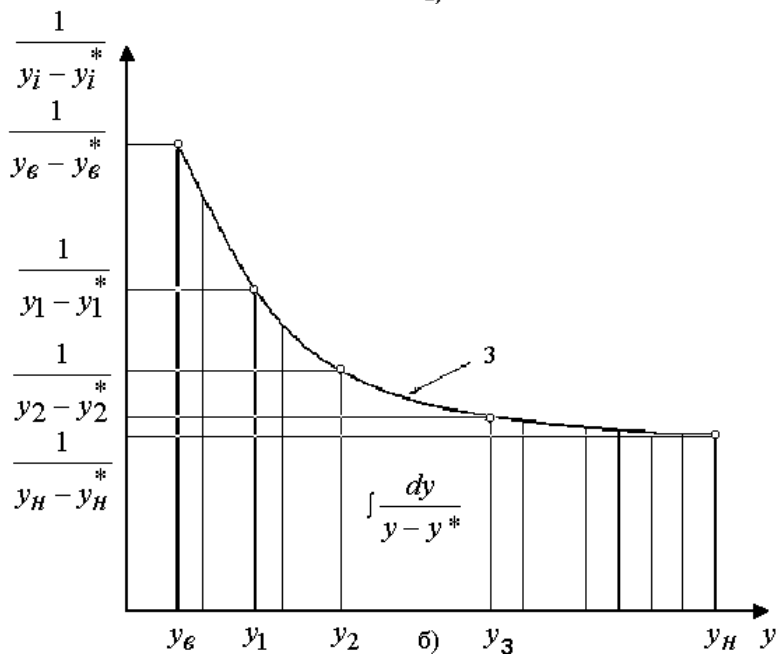
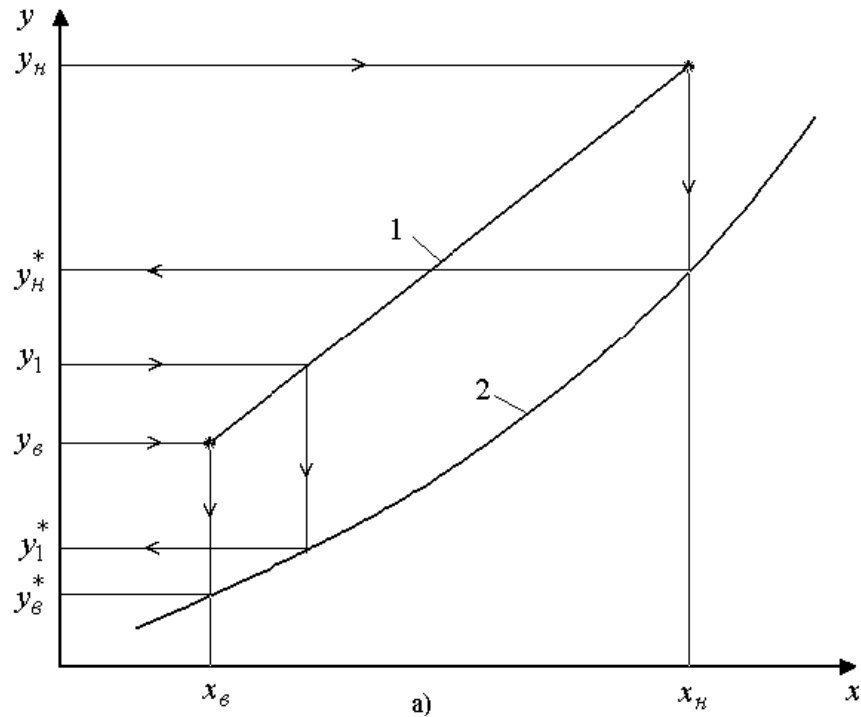
Таблиця 1

y_i	$y_i^{\dot{g}}$	$1/(y_i - y_i^{\dot{g}})$
y_n	$y_n^{\dot{g}}$	$1/(y_n - y_n^{\dot{g}})$
y_1	$y_1^{\dot{g}}$	$1/(y_1 - y_1^{\dot{g}})$
y_2	$y_2^{\dot{g}}$	$1/(y_2 - y_2^{\dot{g}})$

$\odot$ $\odot$ $\odot$ y_{ϵ}	$\odot$ $\odot$ $\odot$ y_{ϵ}^{ϵ}	$\odot$ $\odot$ $\odot$ $1/(y_{\epsilon} - y_{\epsilon}^{\epsilon})$
---	--	---

Одержані величини заносять до таблиці 1. Точки з координатами $1/(y_i - y_i^{\epsilon})$ та y_i наносять на графік (рис. 3б). Нанесені точки з'єднують плавною лінією, яка називається інтегральною кривою.

Площа під інтегральною кривою в одиницях $1/(y_i - y_i^{\epsilon})$ та $y_i \in$
 $\int_{y_{\epsilon}}^{y_H} \frac{dy}{y - y^{\epsilon}}$
 значення інтегралу .



– робоча лінія масопередачі; 2 – рівноважна лінія; 3 – інтегральна крива залежності

1

$$\frac{1}{y - y_{\text{г}}} = f(y)$$

Рис. 3 – Визначення числа одиниць перенесення методом графічного інтегрування: Її визначають як суму площ трапецій:

$$\int_{y_{\text{г}}}^{y_{\text{н}}} \frac{dy}{y - y_{\text{г}}} = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{y_{\text{г}} - y_{\text{г}}} + \frac{1}{y_1 - y_{\text{г}}} \right) (y_1 - y_{\text{г}}) + \frac{1}{2} \left(\frac{1}{y_1 - y_{\text{г}}} + \frac{1}{y_2 - y_{\text{г}}} \right) (y_2 - y_1) + \dots \quad (16)$$

1.1 Мета роботи

Практичне ознайомлення з роботою барботажного абсорбера, дослідження його гідродинамічних і масообмінних характеристик, а саме визначення гідравлічного опору тарілок та коефіцієнта масопередачі.

У залежності від швидкості і густини зрошення розрізняють три гідродинамічні режими роботи барботажних тарілок: **бульбашковий, пінний і струминний (інжекційний).**

Перехід від одного режиму до другого проходить поступово. Характеристику режиму оцінюють якісно візуально.

Розрахунковим шляхом визначають швидкості газу, які відповідають нижній і верхній межах роботи тарілок, а потім вибирають робочу швидкість газу.

Для ковпачкових тарілок мінімальну швидкість газу в прорізах ковпачків $w_{\text{пр}}$, м/с, яка відповідає повному відкриттю прорізів і ефективній роботі тарілок, визначають за залежністю:

$$W_{\text{пр}} = 0,6 \sqrt{\frac{2g \cdot \rho_p \cdot h_{\text{пр}}}{\rho_{\text{г}}}} = 0,376 \sqrt{\frac{\rho_p}{\rho_{\text{г}}}}, \quad (17)$$

де $h_{\text{ак}}$ – висота прорізу прямокутної форми в ковпачці;

$h_{\text{ак}} = 0,02$ м (для лабораторного абсорбера);

$g = 9,81$ м/с²;

$\rho_{\text{г}}, \rho_{\text{р}}$ – густина рідини та інертного газу-носія при робочих умовах процесу, кг/м³.

Гранично допустима максимальна швидкість газу, $w_{\text{в}}$, м/с віднесена до повного перерізу абсорбційної колони розраховують за формулою:

$$w_6 = \frac{0,0155}{d^{2/3}} \sqrt{\frac{\rho_p \cdot \Delta H}{\rho_z}} = 0,0313 \sqrt{\frac{\rho_p}{\rho_z}}, \quad (18)$$

де d – діаметр ковпачка, м, $d = 0,062$ м;

ΔH – відстань від верхньої точки ковпачка до вище розташованої тарілки, м, $\Delta H = 0,1$ м.

1.2 Опис установки (рис. 3)

Інертний газ-носіє (повітря) надходить у нижню частину абсорбера 21 по лінії 18. Його витрата контролюється за допомогою дифманометра 13, який підключено до діафрагми 16. Абсорбтив вводиться по лінії 18 через вентиль 15 і змішується з повітрям.

Повний гідравлічний опір абсорбера вимірюється дифманометром 8. Тиск на верху колони контролюється дифманометром 9. Вода по лінії 1 через ротаметр 3 подається на зрошення за допомогою розподільного пристрою на верхню тарілку абсорбера і стікає вниз з утворенням на кожній тарілці 22 барботажного шару абсорбенту. Витрата води регулюється вентилем 2.

Пробу газу вихідної газової суміші, яка надходить вниз колони, відбирають за допомогою дрекселя 10 і газометра 11, а на виході на верху абсорбера – за допомогою дрекселя 10 і газометра 6. Вміст компонента в інертному газі можна визначити із застосуванням фізико-хімічних методів аналізу.

Регулювання рівня рідини в абсорбері здійснюється вентилем 19. Середня температура процесу визначається термометром 20 за температурою абсорбенту.

1.3 Дослідження гідродинаміки абсорбера

Порядок проведення роботи:

1. Включити газодувку та відрегулювати витрату повітря.

При включеній газодувці вентилем 2 через ротаметр 3 подати на верх абсорбера воду. Об'ємні витрати повітря, води та кількість дослідів встановлюють за вказівкою викладача.

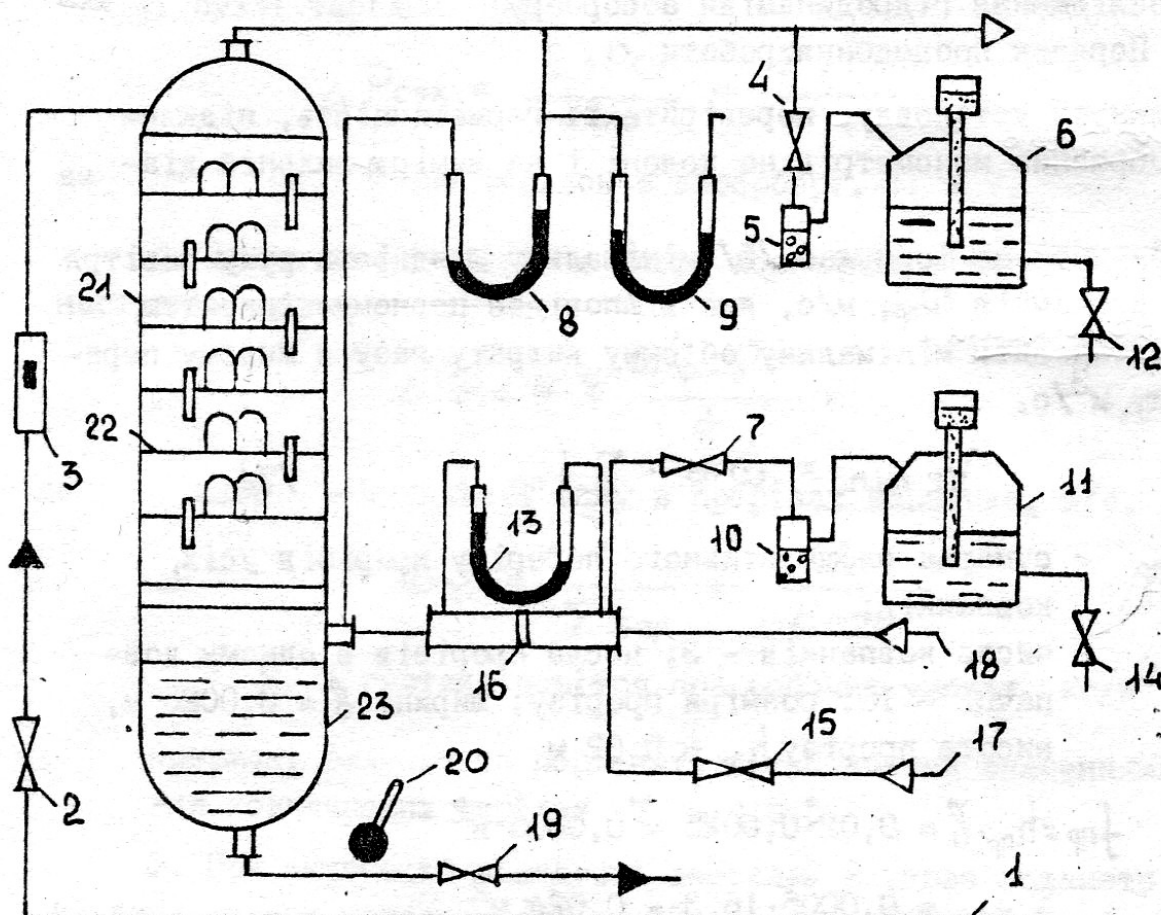
2. За показаннями U – подібного манометра 13 за графіком визначати об'ємну витрату повітря V_g , м³/с.

3. За показаннями ротаметра 3 за графіком визначити об'ємну витрату абсорбенту (води), V_p , м³/с.

4. Після виходу барботажного абсорбера на робочий режим провести вимірювання повного сумарного гідравлічного опору абсорбера $\Sigma \Delta P$ за допомогою дифманометра 8.

5. Зафіксувати температуру абсорбенту на вході в колону за показаннями термометра 20.

6. Визначити за формулою (17) мінімальну швидкість руху в прорізах ковпачків $w_{пр}$, м/с, яка забезпечує повне відкриття прорізів.



- 1 – лінія подачі води; 2, 15, 19 – вентиля; 3 – ротаметр для визначення витрати води; 4, 7, 12, 14 – затиски; 5 – дрексель відбору та аналізу проб газу з верха колони; 6 – газометр відбору проб газу з верха колони; 8 – дифманометр для вимірювання гідравлічного опору абсорбера; 9 – дифманометр для вимірювання надмірного тиску на верху абсорбера; 10 – дрексель відбору та аналізу проб газу з низу абсорбера; 11 – газометр відбору проб газу з низу абсорбера; 13 – дифманометр контролю і визначення витрати газової суміші на вході в абсорбер; 17 – лінія вводу абсорбтиву; 18 – лінія подачі повітря в абсорбер; 20 – термометр; 21 – абсорбер; 22 – ковпачкова тарілка; 23 – гідрозатвор

Рисунок 4 – Схема абсорбційної установки:

Обчислити, відповідно до встановленої об'ємної витрати газу, дійсну швидкість у прорізах ковпачків:

$$w_{np.\partial.} = \frac{V_z}{\Sigma f_{np}} = \frac{V_z}{0,024}, \quad (19)$$

де Σf_{np} – сумарна площа вільного перерізу прорізів усіх ковпачків; число ковпачків на тарілці $n_k=3$; число прорізів в одному ковпачку $n_{np}=16$; розміри прорізу: ширина $b=0,0025$ м; висота прорізу $h_{np}=0,02$ м.

$$\Sigma f_{np} = n_k \cdot n_{np} \cdot b \cdot h_{np} = 3 \cdot 16 \cdot 0,0025 \cdot 0,02 = 0,0024 \text{ м}^2.$$

7. За формулою (18) визначити максимально допустиму швидкість газу w_b м/с у живому перерізі колони, перевищення якої може викликати захлинання абсорбера.

Обчислити дійсне значення середньої швидкості газу для повного перерізу абсорбера:

$$w_{в.\partial.} = \frac{V_z}{f_k} = \frac{V_z}{0,0314}, \quad (20)$$

де f_k – площа живого перерізу абсорбера, м^2 , внутрішній діаметр якого $d_k=0,2$ м.

$$f_k = 0,785 \cdot 0,2^2 = 0,0314 \text{ м}^2.$$

8. Одержані результати порівняти та зробити висновки стосовно можливості ефективної і надійної роботи барботажного абсорбера.

9. Визначити повний гідравлічний опір однієї ковпачкової тарілки абсорбера ΔP_t , Па.

$$\Delta P_m = \frac{\Sigma \Delta P}{n_m} = \frac{\Sigma \Delta P}{7}, \quad (21)$$

де n_t – кількість тарілок в абсорбері, $n_t = 7$.

10. Повний гідравлічний опір барботажної тарілки ΔP_t , Па дорівнює сумі опорів сухої не завантаженої рідиною тарілки $\Delta P_{сух}$, газорідинного шару $\Delta P_{г.р.ш.}$ і опору викликаного силами поверхневого натягу ΔP_{σ} .

$$\Delta P_t = \Delta P_{сух} + \Delta P_{г.р.ш.} + \Delta P_{\sigma}. \quad (22)$$

11. Втрата тиску на подолання сил поверхневого натягу визначається залежністю:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_{\text{екв.}}} = \frac{\sigma}{0,0111}, \quad (23)$$

де σ – поверхневий натяг абсорбента (води) при середній температурі процесу, Н/м;

$d_{\text{екв.}}$ = еквівалентний діаметр прорізу ковпачка, м.

$$d_{\text{екв.}} = \frac{4f_{\text{пр}}}{\Pi_{\text{пр}}} = \frac{4 \cdot 0,0005}{0,045} = 0,0444 \text{ м},$$

$\Pi_{\text{пр}}$ – змочений периметр прорізу, м:

$$\Pi_{\text{пр}} = 2(h_{\text{пр}} + \epsilon) = 2(0,02 + 0,0025) = 0,045 \text{ м}.$$

12. Гідравлічний опір газорідинного шару тотожний гідравлічному опору світлого шару рідини на тарілці і його знаходять із наступного співвідношення:

$$\Delta P_{\text{г.р.ш}} = g \cdot \rho_p (1 - \epsilon) h_{\text{г.р.ш.}} = g \cdot \rho_p \cdot h_0, \quad (24)$$

де ϵ – порозність або газонаповнення газорідинного шару (піни), при наближених розрахунках приймають $\epsilon \approx 0,5$, у даному випадку ϵ необхідно розрахувати відповідно до експериментального значення $h_{\text{г.р.ш.}}$, висоту якого заміряють під час досліду;

h_0 – висота світлого шару рідини, яку можна прийняти відповідно до конструктивних характеристик тарілки (рис. 3);

$$h_0 = h_{\text{пр}} + \ell = 0,02 + 0,012 = 0,032 \text{ м}.$$

Розрахувати газонаповнення газорідинного шару:

$$\epsilon = 1 - \frac{h_0}{h_{\text{г.р.ш.}}}, \quad (25)$$

13. Визначити гідравлічний опір сухої тарілки:

$$\Delta P_{\text{сух}} = \Delta P_{\text{т}} - (\Delta P_{\sigma} + \Delta P_{\text{г.р.ш.}}). \quad (26)$$

14. Розрахувати коефіцієнт опору ковпачкової тарілки, Па, за наступним виразом:

$$\Delta P_{\text{сyx}} = \xi \frac{w_{\text{np}} \cdot \rho_z}{2} \quad (27)$$

Одержані результати порівняти з табличними значеннями [1]. Для ковпачкових тарілок $\xi = 4,5 \div 5$.

15. При проведенні дослідів візуально оцінити в якому гідродинамічному режимі працює абсорбер.

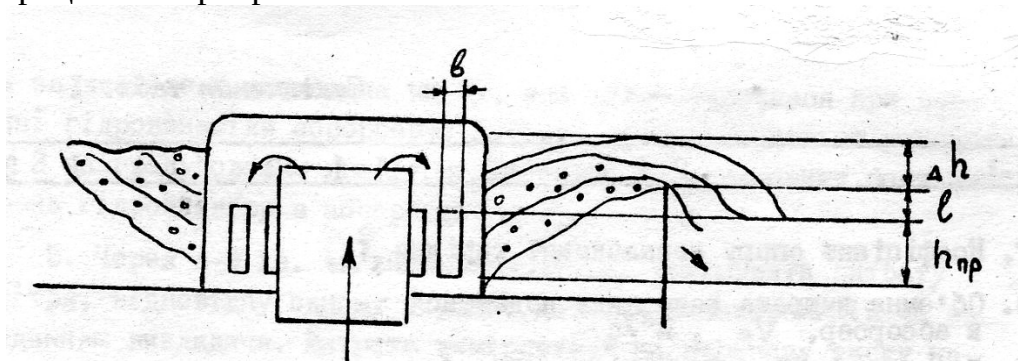


Рисунок 5 – Схема ковпачкової тарілки

Таблиця 2 – Гідродинамічні характеристики барботажного абсорбера

№ п/п	Найменування показників	Дослід		
		розмір- ність	1	2
1.	Об'ємна витрата повітря, V_r	м ³ /с		
2.	Об'ємна витрата абсорбенту (води), V_p	м ³ /с		
3.	Сумарний повний гідравлічний опір усіх тарілок абсорбера з газорідинним шаром, $\Sigma \Delta P$	Па		
4.	Середня температура води в абсорбері	°C		
5.	Мінімальна швидкість газу в прорізах ковпачка, w_{np}	м/с		
6.	Дійсна швидкість газу в прорізах ковпачка $w_{\text{прд.}}$	м/с		
7.	Гранично допустима максимальна швидкість газу віднесена до повного перерізу колони, w_v	м/с		
8.	Дійсна середня швидкість газу, віднесена до повного перерізу колони, $w_{v, \text{д.}}$	м/с		
9.	Повний гідравлічний опір однієї ковпачкової тарілки з газорідинним шаром, ΔP_r	Па		
10.	Втрата тиску на тарілці на подолання сил поверхневого натягу, ΔP_σ	Па		
11.	Гідравлічний опір газорідинного шару на ковпачковій тарілці, $\Delta P_{\text{г.р.ш}}$	Па		
12.	Висота газорідинного шару (піни) на			

	тарілці, $h_{г.р.ш}$	м		
13.	Порозність (газонаповнення газорідинного шару (піни)), ϵ	-		
14.	Сума гідравлічного опору газорідинного шару та опору викликаного силами поверхневого натягу, $\Delta P_{г.р.ш} + \Delta P_{\sigma}$	Па		
15.	Гідравлічний опір сухої тарілки, $\Delta P_{сух}$	Па		
16.	Коефіцієнт гідравлічного опору сухої ковпачкової тарілки, ζ	-		
17.	Якісна оцінка гідродинамічного режиму роботи абсорбера			

1.4 Визначення коефіцієнта масопередачі в барботажному абсорбері

1. Коефіцієнт масопередачі визначають для процесу поглинання водою газового компонента суміші його з повітрям. В якості абсорбтиву за вказівкою викладача розглядають один з газових компонентів із табл. 3.

Таблиця 3 – Властивості деяких газів

Розподілений газовий компонент	Коефіцієнт Генрі для водних розчинів $E \cdot 10^6$ мм рт. ст при температурі, $^{\circ}\text{C}$		Коефіцієнт молекулярної дифузії, $\text{м}^2/\text{с}$ для системи	
	20	25	газ-повітря	газ-вода
Ацетилен, C_2H_2	0,92	1,01	$D_{15}=0,191 \cdot 10^{-4}$	$D_{25}=1,78 \cdot 10^{-9}$
Діоксид вуглецю, CO_2	1,08	1,24	$D_{20}=0,165 \cdot 10^{-4}$	$D_{25}=1,96 \cdot 10^{-9}$
Сірководень, H_2S	0,367	0,414		$D_{25}=1,61 \cdot 10^{-9}$
Хлор, Cl_2	0,402	0,454	$D_{20}=0,124 \cdot 10^{-4}$	$D_{25}=1,44 \cdot 10^{-9}$
Бром, Br_2	0,0451	0,056		$D_{25}=1,3 \cdot 10^{-9}$

Примітка* При відсутності експериментальних значень коефіцієнтів молекулярної дифузії їх визначають за наближеними формулами [4, 5, 8].

Коефіцієнт молекулярної дифузії для систем газ-вода перерахувати для робочої температури за залежністю:

$$D_t = D_{20}[1+0,02(t-20)].$$

Коефіцієнт молекулярної дифузії для систем газ-повітря уточнити для робочих умов процесу за виразом:

$$D_{T.P.} = D_0 \frac{P_0}{P} \left(\frac{T}{T_0} \right)^{3/2}.$$

На основі експериментальних і розрахункових даних, які були одержані при дослідженні гідродинаміки барботажного абсорбера за допомогою критеріальних рівнянь [8], знайти значення коефіцієнтів масовіддачі β_{yf} , β_{xf} , м/с .

$$\beta_{xf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot D_x^{0,5} \left(\frac{U}{1-\varepsilon} \right)^{0,5} \cdot h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5};$$

(28)

$$\beta_{yf} = 6,24 \cdot 10^5 \cdot F_{\varepsilon} \cdot D_y^{0,5} \left(\frac{W_{\varepsilon.д.}}{1-\varepsilon} \right)^{0,5} \cdot h_0 \left(\frac{\mu_y}{\mu_x + \mu_y} \right)^{0,5},$$

(29)

де D_x і D_y – коефіцієнти молекулярної дифузії абсорбтиву у воді і повітрі, відповідно, $\text{м}^2/\text{с}$ (табл. 3);

U – густина зрошення, $\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$.

$$U = \frac{V_p}{0,785 \cdot d_k} = \frac{V_p}{0,785 \cdot 0,2^2} = \frac{V_p}{0,0314}, \text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с},$$

ε – газонаповнення (порозність) газорідинного шару, визначається за рівнянням (15);

h_0 – висота світлого шару рідини;

$$h_0 = h_{г.р.ш}(1 - \varepsilon),$$

$h_{г.р.ш}$ – експериментальне значення висоти газорідинного шару на тарілці, м;

μ_y, μ_x – коефіцієнти динамічної в'язкості повітря і води при робочих умовах, $\text{мПа} \cdot \text{с}$;

$W_{\text{в.д.}}$ – швидкість газу у вільному перерізі абсорбера, м/с ;

$F_{\text{в}}$ – вільний переріз тарілки (без урахування площі установаження трьох ковпачків і одного переливного пристрою).

$$F_{\text{в}} = 0,785$$

$$(d_k^2 - 3d^2 - d_{\text{пер}}^2) = 0,785(0,2^2 - 3 \cdot 0,062^2 - 0,036^2) = 0,0451 \text{ м}^2,$$

тут діаметр колони $d_k = 0,2$ м; діаметр ковпачка $d = 0,062$ м; діаметр переливного пристрою $d_{\text{пер}} = 0,036$ м.

2. Одержані значення коефіцієнтів масовіддачі в м/с привести до відповідних розмірностей витрат газової і рідкої фаз.

$$\beta_z f = \beta_{yf} \cdot \rho_z, \text{ кг/м}^2\text{с}; \quad (30)$$

$$\beta_p f = \beta_{xf} \cdot \rho_p, \text{ кг/м}^2\text{с}, \quad (31)$$

де ρ_r і ρ_p – густина повітря і води в робочих умовах.

3. Уточнити абсолютний тиск у середній частині абсорбера:

$$P = P_{\text{абс.}} + \frac{\Sigma \Delta P}{2}, \quad (32)$$

де $P_{\text{абс.}}$ – атмосферний тиск, Па.

4. Визначити константу фазової рівноваги, відповідно до формули (9).

5. Розрахувати значення коефіцієнта масопередачі в газовій фазі

K_{yf} , кг/м²с та рідкій фазі K_{xf} .

Таблиця 4 – Результати визначення масообмінних характеристик барботажного абсорбера

№ п/п	Найменування показників	Розмірність	Числове значення
1	2	3	4
1.	Коефіцієнт молекулярної дифузії абсорбтиву: а) в повітрі, D_y б) у воді D_x	м ² /с м ² /с	
2.	Густина зрошення, U	м ³ /м ² /с	
3.	Газонаповнення газорідинного шару, ϵ		
4.	Висота світлого шару рідини, h_0	м	
5.	Коефіцієнти динамічної в'язкості при робочих умовах: а) повітря, μ_y б) води, μ_x	Па·с Па·с	
6.	Вільний переріз тарілки, F_v	м ²	
7.	Швидкість газу у вільному перерізі абсорбера, W	м/с	
8.	Густина при робочих умовах: а) повітря ρ_r б) води ρ_p	кг/м ³ кг/м ³	
9.	Коефіцієнт масовіддачі: а) $\beta_r f$	кг/ м ² с	

	б) β_{rf}	кг/ м ² с	
10.	Константа Генрі для дослідного газового компонента, E	Па	
11.	Абсолютний тиск у середній частині абсорбера	Па	
12.	Константа фазової рівноваги, m		
13.	Коефіцієнт масопередачі по газовій фазі, K_y	кг/ м ² с	
14.	Коефіцієнт масопередачі по рідинній фазі K_x	кг/ м ² с	

Контрольні питання

1. У чому полягає процес абсорбції?
2. Що є рухомою силою процесу абсорбції?
3. Як визначають середню рухому силу процесу абсорбції?
4. Для яких систем лінія рівноваги може бути прямою?
5. Від чого залежить рівновага в процесі абсорбції?
Яким законом описується рівновага?
6. Чому при абсорбції газовий компонент переходить із газової фази в рідину?
Чи бере участь в масообміні газ-носій?
7. Чому в абсорбційних колонах доцільно використовувати протитоковий рух фаз?
8. Які гідродинамічні режими можуть мати місце в барботажних абсорберах і від чого вони залежать?
9. Як визначають мінімальну питому витрату абсорбенту?
10. Як впливає зміна питомої витрати поглинача на рушійну силу процесу абсорбції?
11. Як впливають гідродинамічні режими роботи на процес абсорбції?
12. Як визначається коефіцієнт розподілу (константа фазової рівноваги)?
13. Як впливає температура на процес абсорбції?
14. Як впливає тиск у колоні на процес абсорбції?
15. Із яких гідравлічних втрат складається повний гідравлічний опір барботажної тарілки?
16. Від чого залежить гідравлічний опір газорідинного шару на тарілці?
17. Що таке десорбція?
18. Скласти рівняння матеріального балансу процесу абсорбції.
19. Написати рівняння робочої лінії абсорбера.
20. Рівняння масовіддачі. Величини, які входять у рівняння.
21. Рівняння масопередачі для газової і для рідинної фаз. Величини, які входять у рівняння.
22. Як визначаються коефіцієнти масопередачі для газової і рідинної фаз?
23. Як визначається ступінь вилучення газового компонента?
24. Що таке густина зрошення?
25. Як визначається ступінь регенерації абсорбенту?

26. Які способи застосовують для десорбції?

СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Кафаров, В.В. Основы массопередачи. Система газ-жидкость, пар-жидкость, жидкость-жидкость / В.В. Кафаров. – 3-е изд. – М.: Высш. шк., 1979. – 440 с.
2. Хоблер, Т. Массопередача и абсорбция / Т. Хоблер: Пер. с польского / под ред. П.Г. Романкова. – Л.: Химия, 1964. – 480 с.
3. Шервуд, Т. Массопередача / Т. Шервуд и др.: пер. с англ. – М.: Химия, 1982. – 695 с.
4. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии / К.Ф. Павлов и др. – Л.: Химия, 1987. – 575 с.
5. Касаткин, А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии кст] / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1973. – 754 с.
6. Рамм, В.М. Абсорбция газов / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1976. – 655 с.
7. Рамм, В.М. Абсорбция газов / В.М. Рамм. – М.: Химия, 1966. – 767 с.
8. Дитнерский, Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. Пособие по проектированию / Ю.И. Дитнерский. – М.: Химия, 1991. – 496 с.
9. Дитнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник для химико-технологических специальностей / Ю.И. Дитнерский. – В 2 ч. 2. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
10. Товажнянський, Л.Л. Процеси та апарати хімічної технології Навчальний посібник / Л.Л. Товажнянський, О.П. Гоблінська, В.О. Лещенко.– Харків: НГУ «ХП», 2007. – 540 с.
11. Плановский, А.Н. Процессы и аппараты химической технологии.]: Учебник / А.Н. Плановский, В.М. Рамм, С.З. Коган. – М.: Химия, 1968. – 874 с.