

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ**  
**УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ**  
**УНІВЕРСИТЕТ**

**МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ**  
**ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ З КУРСУ**  
**“ОСНОВНІ ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ”**  
**РОЗДІЛ “АДСОРБЦІЯ”**  
**для студентів IV-V курсів усіх спеціальностей**

**Дніпропетровськ УДХТУ 2005**

**МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ  
УКРАЇНСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ ХІМІКО-ТЕХНОЛОГІЧНИЙ  
УНІВЕРСИТЕТ**

**МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ**

**ДО ВИКОНАННЯ КУРСОВОГО ПРОЕКТУ З КУРСУ  
“ОСНОВНІ ПРОЦЕСИ ТА АПАРАТИ ХІМІЧНОЇ ТЕХНОЛОГІЇ”  
РОЗДІЛ “АДСОРБЦІЯ”  
ДЛЯ СТУДЕНТІВ ІV-V КУРСІВ УСІХ СПЕЦІАЛЬНОСТЕЙ**

Затверджено на засіданні  
кафедри ПАХТ  
Протокол № 5 від 28.12.2005р.

**Дніпропетровськ УДХТУ 2005**

Методичні вказівки до виконання курсового проекту з курсу “Основні процеси та апарати хімічної технології”, розділ “Адсорбція” для студентів IV-V курсів усіх спеціальностей / Укл.: О.П. Сусллова, Т.П. Єльцова, С.О. Опарін – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2005. - с.

Укладачі:

О.П. Сусллова, кандидат техн. наук

Т.П. Єльцова, ст викладач

С.О. Опарін, кандидат техн. наук

Відповідальний за випуск П.Г. Сорока, д-р техн. наук

Навчальне видання

Методичні вказівки

до виконання курсового проекту з курсу

“Основні процеси та апарати хімічних виробництв”

розділ “Адсорбція”

для студентів IV-V курсів усіх спеціальностей

Укладачі: СУСЛОВА Олена Павлівна

ЄЛЬЦОВА Тетяна Петрівна

ОПАРІН Сергій Олександрович

Редактор Л.М. Тонкошкур

Коректор Л.Я. Гоцуцова

Підписано до друку

Формат 60x84 1/16. Друк офсетний.

Папір друк. № 2. Умовн.-друк.арк. 0,47. Облік.-вид.арк. 0,4.

Тираж прим. Зам. № .

---

УДХТУ, 49005, м. Дніпропетровськ 5, просп. ім. Гагаріна, 8.

---

Дільниця оперативної поліграфії ІнКомЦентру

Процес адсорбції широко застосовується в хімічній промисловості, біотехнології та ряді інших галузей для: рекуперації пари легко летких розчинників; фракціонування сумішей газів, осушки газів.

Адсорбцію здійснюють в апаратах з нерухомим шаром адсорбенту, з рухомим шаром адсорбенту та з псевдозрідженим шаром адсорбенту. Найбільш розповсюджені в промисловості процеси адсорбції в нерухомому шарі, в зв'язку з тим, що в рухомому шарі відбувається стирання адсорбенту. Процес в адсорберах з нерухомим шаром адсорбенту багатостадійний. Після стадії адсорбції необхідно регенерувати і охолодити адсорбент. Якщо десорбція здійснюється за допомогою водяної пари, то необхідна стадія сушіння адсорбенту. Таким чином цикл роботи таких установок, як правило, включає чотири стадії: адсорбцію, десорбцію, сушіння і охолодження адсорбенту. В трьох стадійному циклі відсутня стадія охолодження, а в двох стадійному відсутні стадії сушіння і охолодження. Вибір кількості стадій визначається техніко-економічним розрахунком.

Для здійснення безперервної роботи установки вона повинна включати декілька адсорберів.

Найбільш розповсюджені в промисловості адсорбенти:

- активоване вугілля використовують для поглинання пари органічних речовин;
- силікагелі використовують для поглинання водяної пари;
- цеоліти застосовують для розділення вуглеводів та осушки газів;
- синтетичні іоніти використовують для очистки і розділення рідких сумішей.

## **1. РОЗРАХУНОК ПРОЦЕСА ПОГЛИНАННЯ ПАРИ ДІЕТИЛОВОГО ЕФІРА З ЙОГО СУМІШІ З ПОВІТРЯМ В АДСОРБЕРІ З НЕРУХОМИМ ШАРОМ АДСОРБЕНТУ**

**Завдання.** Розрахувати процес уловлювання пари діетилового ефіру з його суміші з повітрям. Продуктивність  $2000 \text{ м}^3$  за годину пароповітряної суміші з концентрацією діетилового ефіру  $Y_0 = 0,006 \text{ кг/м}^3$ . Температура процесу  $20^\circ\text{C}$ , тиск атмосферний, концентрація після виходу адсорбера  $Y_k = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$ . Поглинач – активне вугілля марки АГ-5 з діаметром зерен  $d_z = 0,004 \text{ м}$  і насипною густиною  $500 \text{ кг/м}^3$ . Висота шару вугілля  $0,7 \text{ м}$ . Установка розташована в Дніпропетровську.

Для розрахунку прийmemo:

- а) поглинання пари діетилового ефіру з його суміші з повітрям здійснюється чотирифазним методом;
- б) адсорбція здійснюється у вертикальному адсорбері періодичної дії.

## 1.1. Розрахунок стадії адсорбції

Порядок розрахунку стадії адсорбції у нерухомому шарі адсорбенту (періодичний процес) такий:

1. За дослідними або розрахунковими даними будують ізотерму адсорбції даного адсорбтива на даному адсорбенті.

2. По ізотермі адсорбції і заданій величині початкової концентрації адсорбтива  $Y_0$  знаходять рівноважну концентрацію поглинутої речовини (статична активність)  $x_0^*$ .

3. По ізотермі адсорбції визначають в якій області ізотерми знаходиться  $C_0$  і в залежності від цього обирають формулу для розрахунку тривалості процесу адсорбції. Розраховують коефіцієнт масовіддачі:

- для першої області, де ізотерма вважається прямолінійною

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{x_0^*}{\omega \cdot Y_0}} \cdot \sqrt{H} - b \sqrt{\frac{x_0^*}{\beta_y \cdot Y_0}}, \quad (1)$$

де  $\tau$  – тривалість адсорбції, с;

$\omega$  – швидкість парогазового потоку, віднесена до повного переріза апарата, м/с;

$H$  – висота шару активного вугілля, м;

$Y_0$  – початкова концентрація речовини, яка адсорбується в парогазовому потоку, кг/м<sup>3</sup>;

$x_0^*$  – концентрація поглинутої речовини, рівноважна з концентрацією потоку  $Y_0$  кг/м<sup>3</sup> ( береться по ізотермі адсорбції в кг/кг і множиться на насипну густину вугілля  $\rho_{нас}$ , в кг/м<sup>3</sup>);

$\beta_y$  – коефіцієнт масовіддачі, с<sup>-1</sup>;

$b$  – коефіцієнт, визначається по [1] в залежності від  $Y_k/Y_0$  (додаток 5);

$Y_k$  – концентрація речовини, яка поглинається, в газі на виході з адсорбера;

- для другої області ізотерми адсорбції

$$\tau = \frac{x_0^*}{\omega \cdot Y_0} \left\{ H - \frac{\omega}{\beta_y} \left[ \frac{1}{p} \ln \left( \frac{Y_0}{Y_k} - 1 \right) + \ln \frac{Y_0}{Y_k} - 1 \right] \right\}, \quad (2)$$

де  $p = \frac{Y_0}{Y^*}$ ;  $Y^*$  – концентрація речовини в газовому потоці, рівноважний з половиною кількістю від максимально адсорбуємого даним адсорбентом, тобто рівноважний з  $\frac{x_\infty}{2}$ , кг/м<sup>3</sup>;

- для третьої області ізотерми адсорбції

$$\tau = \frac{x_0^*}{\omega \cdot Y_0} \left[ H - \frac{\omega}{\beta_y} \ln \left( \frac{Y_0}{Y_k} - 1 \right) \right]. \quad (3)$$

По стандартній ізотермі бензолу [1] для 20<sup>0</sup>С на тому ж вугіллі будують ізотерму адсорбції діетилового ефіру з повітря при 20<sup>0</sup>С.

Ординати і абсциси точок ізотерми розраховують за формулами:

$$x_2^* = x_1^* \cdot \frac{V_1}{V_2}; \quad \lg P_2 = \lg P_{s,2} - \beta \frac{T_1}{T_2} \lg \frac{P_{s,1}}{P_1}$$

де  $x_1$  і  $x_2$  – концентрації поглинутих бензолу і ефіру, кг/кг;

$V_1$  і  $V_2$  – мольні об'єми бензолу і ефіру в рідкому стані, м<sup>3</sup>/кмоль;

$P_1$  і  $P_2$  – парціальні тиски пар бензолу і ефіру, Па;

$P_{s,1}$  і  $P_{s,2}$  – тиски насичених пар бензолу і ефіру при 20<sup>0</sup>С Па;

$T_1$  і  $T_2$  – температури бензолу і ефіру при адсорбції, К ( $T_1=T_2=293$  К);

$\beta$  – коефіцієнт афінності.

Мольні об'єми бензолу і ефіру:

$$V_1 = \frac{M_1}{\rho_1}; \quad V_2 = \frac{M_2}{\rho_2};$$

$M_1$   $M_2$  – мольні маси бензолу і ефіру, кг/кмоль;

$\rho_1$  і  $\rho_2$  – густини рідких бензолу і ефіру, кг/м<sup>3</sup> [1]

$$V_1 = \frac{78}{879} = 0,0887 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль}}; \quad V_2 = \frac{74}{714} = 0,1036 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль}}.$$

Коефіцієнт афінності:

$$\beta = \frac{V_2}{V_1} = \frac{0,1036}{0,0887} = 1,17.$$

По даним ізотерми бензолу (табл. 1.1) [1] беремо ряд точок і розраховуємо координати відповідних точок для ізотерми діетилового ефіру.

Таблиця 1.1

Дані для побудування ізотерми бензолу		Дані для побудування ізотерми діетилового ефіру	
$x_1^*$ , кг/кг	$P_1$ , Па	$x_2^*$ , кг/кг	$P_2$ , Па
0,103	14,0	0,0837	2,69
0,122	29,7	0,0992	6,68
0,208	133,3	0,169	375,9
0,233	399,9	0,190	1346,33
0,262	1066,4	0,212	4365,16
0,276	1733,0	0,224	7584,77
0,294	2532,7	0,24	11757,06
0,318	4398,9	0,258	22554,36
0,338	5598,6	0,273	29925,85
0,359	6665,0	0,292	36657,5

Наприклад точка  $x_1^* = 0,262$  кг/кг;  $P_1 = 1066,4$  Па. Визначимо координати відповідної точки на ізотермі діетилового ефіру

$$x_2^* = x_1^* \cdot \frac{V_1}{V_2}; \quad x_1^* = \frac{0,262}{78} \text{ кмоль/кг},$$

$$x_2^* = \frac{0,262}{78} \cdot \frac{0,0887}{0,1036} = 0,00287 \frac{\text{кмоль}}{\text{кг}} = 0,00287 \cdot 74 = 0,212 \text{ кг/кг},$$

$$P_{s,1} = 9997,5 \text{ Па}; P_{s,2} = 58918,6 \text{ Па}, \text{ (додаток 3)}$$

$$\lg P_2 = \lg 58918,6 - 1,17 \frac{293}{293} \lg \frac{9997,5}{1066,4} = \lg P_2 = 4,77 - 1,17 \cdot 0,97 = 3,64,$$

$$P_2 = 4365,16.$$

Таким чином обчислюємо ординати і абсциси для інших точок, зводимо в таблицю 1.1 і будуємо ізотерму адсорбції (рис. 1.1).

Визначаємо за допомогою ізотерми статичну активність вугілля по діетиловому ефіру при концентрації пароповітряної суміші  $Y_0 = 0,006$  кг/м<sup>3</sup>. Для цього необхідно розрахувати парціальний тиск, який відповідає  $Y_0$

$$P_0 = Y_0 \cdot R \cdot T; \quad R - \text{універсальна газова постійна};$$

$$R = 8310 \text{ Дж/кмоль} \cdot \text{К};$$

$$P_0 = 0,006 \frac{8310}{74} \cdot 293 = 197,4 \text{ Па}.$$

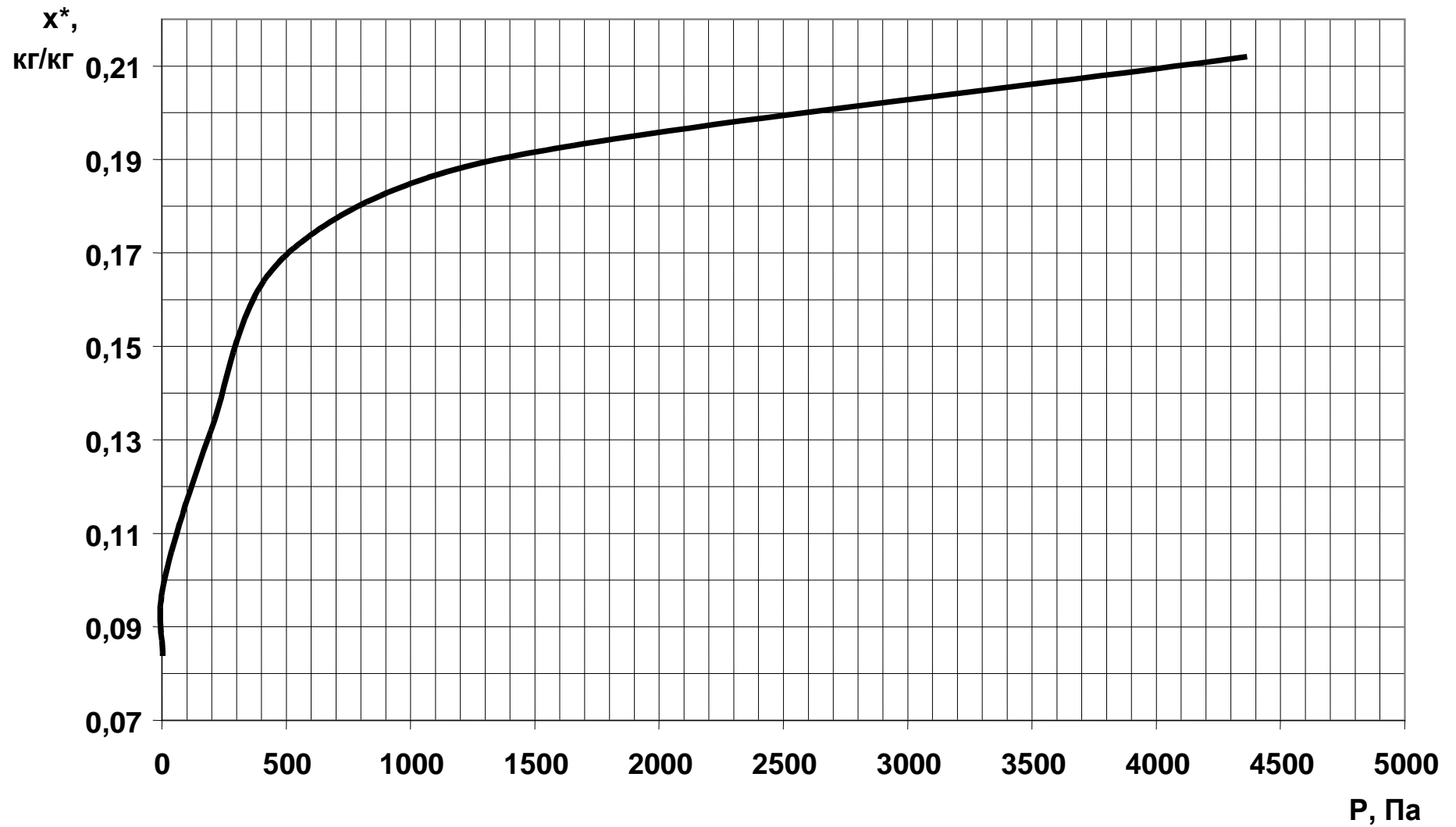


Рис. 1.1 Ізотерма адсорбції діетилового ефіру при 20 °С



По ізотермі абсцисі  $P=197,4$  Па відповідає ордината  $x_0^*=0,132$  кг/кг.

В зв'язку з тим, що на ізотермі точка, яка відповідає початковій концентрації пароповітряної суміші  $Y_0=0,006$  кг/м<sup>3</sup>, знаходиться в першій прямолінійній області, тривалість процесу визначається за формулою (1).

Виходячи з техніко-економічного аналізу роботи адсорберів допустиму фіктивну швидкість газу розраховують за формулою [2]

$$\omega_0 = \sqrt{\frac{0,0167 \cdot \rho_{\text{нас}} \cdot d \cdot q}{\rho}},$$

де  $\rho_{\text{нас}} = 500$  кг/м<sup>3</sup> – насипна густина активного вугілля;

$\rho = 1,2$  кг/м<sup>3</sup> – густина повітря при 20<sup>0</sup>С;

$d = 4 \cdot 10^{-3}$  м – діаметр зерен вугілля.

$$\omega_0 = \sqrt{\frac{0,0167 \cdot 500 \cdot 0,004 \cdot 9,81}{1,2}} = 0,52 \text{ м/с.}$$

Робочу швидкість газу в адсорбері приймаємо на 25% нижче допустимої:

$$\omega = 0,52 \cdot 0,75 = 0,39 \text{ м/с.}$$

Коефіцієнт масовіддачі обчислюється так:  $Nu^1 = 1,6Re^{0,54}$

$$Nu^1 = \frac{\beta y \cdot d^2}{D}; \quad Re = \frac{\omega \cdot d}{\gamma}, \quad [1]$$

де  $d$  – середній діаметр зерен адсорбенту, м;

$D$  – коефіцієнт дифузії адсорбтива в газі при температурі процесу, м<sup>2</sup>/с;

$\omega$  – швидкість потоку парогазової суміші, м/с;

$\gamma$  – кінематичний коефіцієнт в'язкості парогазової суміші, м<sup>2</sup>/с;

$$\text{Звідси } \beta = 1,6 \frac{D \cdot \omega^{0,54}}{\gamma^{0,54} \cdot d^{1,46}},$$

$\gamma = \frac{\mu}{\rho}$ ;  $\mu$  – динамічний коефіцієнт в'язкості повітря.  $\mu = 0,018 \cdot 10^{-3}$  Па·с, [1]

$$\gamma = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,2} = 0,15 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

Коефіцієнт дифузії при 0<sup>0</sup>С для системи діетиловий ефір – повітря  $D_0 = 0,0778 \cdot 10^{-4}$  м<sup>2</sup>/с. [1]

Для температури 20<sup>0</sup>С

$$D = D_0 \frac{P_0}{P} \left( \frac{T}{T_0} \right)^{3/2} = 0,0778 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{1}{1} \left( \frac{293}{273} \right)^{2/3} = 0,0866 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{с.}$$

$$\beta_y = 1,6 \frac{0,0866 \cdot 10^{-4} \cdot 0,39^{0,54}}{(0,15 \cdot 10^{-4})^{0,54} \cdot (0,004)^{1,46}} = \frac{0,0866 \cdot 10^{-4} \cdot 0,6}{0,248 \cdot 10^{-2} \cdot 0,315 \cdot 10^{-3}} = 10,64 c^{-1},$$

при відношенні  $\frac{Y_k}{Y_0} = \frac{0,00003}{0,006} = 0,005$ ,  $\epsilon = 1,84$  (додаток 5)

тоді  $\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{0,132 \cdot 500}{0,39 \cdot 0,006}} \cdot \sqrt{0,7} - 1,84 \sqrt{\frac{0,132}{10,64 \cdot 0,006}} = 138,42$ ,

$$\tau = 138,42^2 = 19160_c = 5,32 \text{ годин.}$$

Приймаємо 6 годин.

Діаметр апарату  $D = \sqrt{\frac{4V}{\pi w}}$ ,

$V$  – продуктивність установки по початковій газовій суміші, м<sup>3</sup>/год.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2000}{3600 \cdot 3,14 \cdot 0,39}} = 1,35 \text{ м} \approx 1,5 \text{ м.}$$

### 1.1.1 Матеріальний баланс стадії адсорбції

При складанні матеріального балансу стадії адсорбції приймають:

а) вугілля після регенерації містить 5% вологи і 1% діетилового ефіру;

б) в процесі адсорбції вологість вугілля не змінюється;

в) вугілля орієнтовно поглинає 97% загальної кількості діетилового ефіру,

який поступає в адсорбер [3].

Матеріальний баланс процесу виражається рівнянням

$$G_y + G_{wy} + G_{e.y.} + G_{\text{вол}} + G_{e.n.} + G_{n.n} = G'_y + G'_{w.y} + G'_{e.y} + G'_{n.n} + G'_{\text{вол}} + G'_{e.n},$$

де  $G_y, G'_y$  - кількість вугілля в адсорбері до та після адсорбції, кг;

$G_{wy}, G'_{wy}$  - кількість вологи у вугіллі до та після адсорбції, кг;

$G_{e.y}; G'_{e.y}$  - кількість ефіру у вугіллі до та після адсорбції, кг;

$G_{n.n}, G'_{n.n}$  - кількість пароповітряної суміші до та після адсорбції, кг;

$G_{\text{вол}}; G'_{\text{вол}}$  - кількість вологи у пароповітряній суміші до і після адсорбції, кг;

$G_{e.n}, G'_{e.n}$  - кількість діетилового ефіру в пароповітряній суміші до і після адсорбції, кг.

$$G_y = \frac{\pi D^2}{4} \cdot \rho_{\text{нас}} \cdot H = \frac{3,14 \cdot 1,5^2}{4} \cdot 500 \cdot 0,7 = 618,2 \text{ кг,}$$

$$G_{wy} = \frac{G_y \cdot 5}{100} = \frac{618,2 \cdot 5}{100} = 30,9 \text{ кг,}$$

$$G_{e,y} = \frac{G_y \cdot 1}{100} = \frac{618,2 \cdot 1}{100} = 6,18 \text{ кг},$$

$$G_{n,n} = V \cdot \tau \cdot \rho,$$

де  $V$  – продуктивність установки, м<sup>3</sup>/год;

$\tau$  – тривалість стадії адсорбції, год;

$\rho$  – густина повітря.

$$G_{n,n} = 2000 \cdot 6 \cdot 1,2 = 14400 \text{ кг},$$

$$G_{\text{вол}} = \frac{G_{n,n} \cdot x_0}{1,01},$$

де  $x_0$  вологовміст повітря, кг/кг сухого повітря.

Для Дніпровська в липні параметри повітря:  $t_0 = 22,3^\circ\text{C}$ ;  $\varphi = 60\%$ . [1]

За діаграмою Рамзіна цьому стану повітря відповідає вологовміст

$$x_0 = 0,01 \frac{\text{кг}}{\text{кг.с.пов.}}$$

$$G_{\text{вол}} = \frac{14400 \cdot 0,01}{1,01} = 142,5 \text{ кг вологи.}$$

Таким чином, вологе повітря, яке попадає в адсорбер в кількості 14400 кг за операцію складається з абсолютно сухого повітря в кількості  $G_{\text{сух.пов.}} = 14400 - 142,5 = 14257,5$  кг і 142,5 кг вологи.

$$G_{e,n} = V \cdot \tau \cdot Y_0,$$

де  $Y_0$  – початкова концентрація ефіру в пароповітряній суміші, кг/м<sup>3</sup>.

$$G_{e,n} = 2000 \cdot 6 \cdot 0,006 = 72 \text{ кг.}$$

Кількість ефіру, поглинутого вугіллям

$$G_e = G_{e,n} \cdot C_n,$$

де  $G_{e,n}$  – кількість ефіру, яка поступає в адсорбер з пароповітряною сумішшю;

$C_n$  – ступінь поглинання ефіру вугіллям ( $C_n = 97\%$ ).

$$G_e = 72 \cdot 0,97 = 69,84 \text{ кг} \quad \text{або} \quad \frac{69,84}{74} = 0,94 \text{ кмоль},$$

(74 – молярна маса діетилового ефіру).

Загальна кількість діетилового ефіру у вугіллі після адсорбції:

$$G'_{e,y} = G_e + G_{e,y} = 69,84 + 6,18 = 76,02 \text{ кг.}$$

Кількість ефіру, який виноситься з адсорберу з відпрацьованим повітрям:

$$G_{e,n} - G'_{e,y} = 72 - 69,84 = 2,16 \text{ кг.}$$

Таблиця 1.2

## Матеріальний баланс стадії адсорбції

Надходження	кг	кг	Витрата	кг	кг
Вугільна шихта:		655,28	Вугільна шихта:		725,12
вугілля	618,2		вугілля	618,2	
волога	30,9		волога	30,9	
діетиловий ефір	6,18		діетиловий ефір	76,02	
Пароповітряна суміш:		14472	Пароповітряна суміш:		14402,16
сухе повітря	14257,5		сухе повітря	14257,5	
волога	142,5		волога	142,5	
пара діетилового ефіру	72		пара діетилового ефіру	2,16	
Всього:		15127,28	Всього:		15127,28

## 1.1.2 Тепловий баланс стадії адсорбції

Рівняння теплового балансу:

$$Q_y + Q_{n.n} + Q_{ad} = Q'_y + Q'_{n.n}$$

де  $Q_y$  та  $Q'_y$  - кількість теплоти, яку має активне вугілля до та після процесу адсорбції, Дж;

$Q_{n.n}$  та  $Q'_{n.n}$  - кількість теплоти, яку має пароповітряна суміш до та після процесу адсорбції, Дж;

$Q_{ad}$  - кількість теплоти, яка виділяється при адсорбції.

За умовою початкова температура вугілля і пароповітряної суміші  $t_y = 20^\circ\text{C}$ ;  $t_{n.n} = 20^\circ\text{C}$ .

Висота працюючого шару [4].

$$h_0 = \frac{\omega}{\beta_y} \ln \frac{Y_0}{Y_k},$$

де  $\omega$  – швидкість пароповітряної суміші, м/с;

$\beta_y$  - коефіцієнт масовіддачі,  $\text{C}^{-1}$ ;

$Y_0, Y_k$  – початкова та кінцева концентрації діетилового ефіру в повітрі,  $\text{кг}/\text{м}^3$ ;

$$h_0 = \frac{0,39}{10,64} \ln \frac{0,006}{0,00003} = 0,2 \text{ м.}$$

Висота мертвого шару:

$$h^* = h_0 - \frac{\omega}{\beta_y}; \quad h^* = 0,2 - \frac{0,39}{10,64} = 0,163 \text{ м.}$$

Активність відпрацьованого вугілля:

$$x_{\text{відпр}} = \frac{\omega \cdot Y_0 \cdot \tau}{1,4H - h^*},$$

$$\text{де } x_{\text{відпр}} = \frac{0,39 \cdot 0,006 \cdot 6 \cdot 3600}{1,4 \cdot 0,7 - 0,163} = \frac{50,54}{0,817} = 61,86 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3},$$

$$\text{або } x'_{\text{відпр}} = \frac{x_{\text{відпр}}}{\rho_{\text{нас}}} = \frac{61,86}{500} = 0,124 \text{ кг/кг.}$$

Кількість вугілля по ділянкам шару при здійсненні проскоку на робочій ділянці:

$$G_{(h_0)_{\text{д.ш.}}} = S \cdot h_0 \cdot \rho_{\text{нас}},$$

де  $S$  – площа поперечного перерізу,  $\text{м}^2$ .

$$G_{(h_0)_{\text{д.ш.}}} = \frac{3,14 \cdot 1,5^2}{4} \cdot 0,2 \cdot 500 = 176,6 \text{ кг.}$$

На відпрацьованій ділянці:

$$G_{(h-h_0)_{\text{д.ш.}}} = G_y - G_{(h_0)_{\text{д.ш.}}}$$

де  $G_y$  – кількість вугілля в адсорбері, кг;

$$G_{(h-h_0)_{\text{д.ш.}}} = 618 - 176,6 = 441,4 \text{ кг.}$$

Кількість поглинутого діетилового ефіру по ділянкам шару при здійсненні проскоку на відпрацьованій ділянці:

$$G_{e(h-h_0)} = x'_{\text{відпр}} \cdot G_{(h-h_0)_{\text{д.ш.}}} = 0,124 \cdot 441,4 = 54,73 \text{ кг,}$$

на працюючій ділянці:

$$G_{e(h_0)} = G_e - G_{e(h-h_0)},$$

де  $G_e$  – кількість діетилового ефіру, поглинутого вугіллям, кг;

$$G_{e(h_0)} = 69,84 - 54,73 = 15,11 \text{ кг.}$$

Для виконання теплового розрахунку необхідна теплота адсорбції, яку найбільш надійно брати з довідникових таблиць [1, 3] для умов поглинання 1 кмоль пари на 500 кг вугілля при  $0^\circ\text{C}$ . В адсорбер завантажується 618,2 кг активного вугілля, що складає:

$$G'_y = \frac{618,2}{0,94} = 657,7 \text{ кг вугілля/кмоль.}$$

Скористатися табличними даними не можна тому, що маємо інше співвідношення.

Теплоту адсорбції можна розрахувати за формулою:

$$q_a = m \cdot x^n,$$

де  $x$  – кількість адсорбованої пари, л/кг вугілля;

$m$  та  $n$  – константи. Для діетилового ефіру  $n = 0,9215$ ;  $m = 3,84 \cdot 10^3$  [1]

$$x = \frac{22,4 \cdot G_e \cdot 1000}{G_y}; \quad x = \frac{22,4 \cdot 0,94 \cdot 1000}{618,2} = 34,06 \text{ л/кг},$$

22,4 л - об'єм 1 моля газу при  $0^\circ\text{C}$ .

$$q_a = 3,84 \cdot 10^3 \cdot 34,06^{0,9215} = 99,15 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг}.$$

Тоді на працюючому шарі буде виділятися теплоти:

$$Q_{h_0} = q_a \cdot G_{e(h_0)},$$

$$Q_{h_0} = 99,15 \cdot 10^3 \cdot 15,11 = 1498156,5 \text{ Дж/кг}.$$

Визначаємо температуру в гранулах вугілля при адсорбції на працюючому шарі [4]:

$$t = \frac{w'_{y(h_0)} t'_y + Q_{a(h_0)}}{w''_{(h_0)}},$$

де  $w', w''$  - водяні числа;

$t'_y$  - температура вугілля ( $20^\circ\text{C}$ ).

Значення водяних чисел для працюючого шару:

$$w'_{y(h_0)} = G_{(h_0)\partial.u} \cdot C_y,$$

$$w''_{y(h_0)} = w'_{y(h_0)} \cdot G_{e(h_0)} \cdot C_e,$$

$C_y, C_e$  – теплоємкості вугілля та діетилового ефіру, Дж/кг·к.

$$C_y = 0,836 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{к}}; \quad C_e = 2,137 \cdot 10^3 \frac{\text{Дж}}{\text{кг} \cdot \text{к}}. \quad [1]$$

$$w'_{y(h_0)} = 176,6 \cdot 0,836 \cdot 10^3 = 147637,6 \frac{\text{Дж}}{\text{к}},$$

$$w''_{y(h_0)} = 147637,6 + 15,11 \cdot 2,137 \cdot 10^3 = 1789927,67 \frac{\text{Дж}}{\text{к}},$$

$$t = \frac{147637,6 \cdot 20 + 1498156,5}{1789927,67} = 24,7^\circ \text{C}.$$

За період адсорбції виділиться теплоти:

$$Q_a = q_a \cdot G_e = 99,15 \cdot 10^3 \cdot 69,84 = 6924636 \text{ Дж}.$$

Значення водяних чисел для повітря:  $w_{n.n} = G_{n.n} \cdot C_{n.n}$ ,

де  $G_{n.n}$  - кількість пароповітряної суміші за одну операцію, кг;

$C_{n.n}$  - теплоємкість повітря ( $C_{\text{пов}} = 1,01 \cdot 10^3$  Дж/кг·к);

$$w_{n.n} = 14400 \cdot 1,01 \cdot 10^3 = 14544 \cdot 10^3 \text{ Дж/к};$$

для вугілля в початковому стані:

$$w_y = G_y \cdot C_y,$$

$$w_y = 618,2 \cdot 0,836 \cdot 10^3 = 553,91 \cdot 10^3 \text{ Дж/кг},$$

для вугілля після закінчення процесу адсорбції (з поглинутим діетиловим ефіром):

$$w'_y = w_y + Ge \cdot Ce;$$

$$w'_y = 553,91 \cdot 10^3 + 69,84 \cdot 2,137 \cdot 10^3 = 703,16 \cdot 10^3 \text{ Дж/к.}$$

Середня температура вугілля після закінчення процесу адсорбції:

$$t_{y.cp.} = \frac{h-h_0}{h} \cdot \frac{t_g+t}{2} + \frac{h_0}{h} \cdot t,$$

де  $h$  – висота шару вугілля в адсорбері, м;

$h_0$  – висота працюючого шару, м;

$t$  – температура в гранулах вугілля при адсорбції на працюючому шарі,  $^{\circ}\text{C}$ .

$$t_{y.cp.} = \frac{0,7-0,2}{0,7} \cdot \frac{20+24,7}{2} + \frac{0,2 \cdot 24,7}{0,7} = 22,96^{\circ}\text{C}.$$

Середня температура відпрацьованого повітря після закінчення процесу адсорбції:

$$t_{нов.ср} = \frac{w_y \cdot t_y + w_{n.n} \cdot t_{n.n} - w'_y \cdot t_{yp.cp} + Q_a}{w_{n.n}} =$$

$$= \frac{553,91 \cdot 10^3 \cdot 20 + 14544 \cdot 10^3 \cdot 20 - 703,16 \cdot 10^3 \cdot 22,96 + 6924,636 \cdot 10^3}{14544 \cdot 10^3} = 20,12.$$

Визначаємо кількість теплоти в активному вугілля до процесу адсорбції:

$$Q_y = w_y \cdot t_y = 553,91 \cdot 10^3 \cdot 20 = 11078,2 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

Кількість теплоти, яка попадає в адсорбер з пароповітряною сумішшю:

$$Q_{n.n} = w_{n.n} \cdot t_{n.n} = 14544 \cdot 10^3 \cdot 20 = 290880 \cdot 10^3 \text{ Дж.}$$

Кількість теплоти, яка уноситься із адсорберу з відпрацьованим повітрям:

$$Q_{n.n}^1 = w_{n.n} \cdot t_{нов.ср.} = 14544 \cdot 10^3 \cdot 20,12 = 292625,28 \text{ Дж.}$$

Кількість теплоти в насиченому вугілля після адсорбції:

$$Q'_y = w'_y \cdot t_{y.ср} = 703,16 \cdot 10^3 \cdot 22,96 = 16144,54 \cdot 10^3.$$

В процесі адсорбції за рахунок теплоти адсорбції підвищується температура повітря і вугілля. Збільшення температури вугілля погіршує процес адсорбції, однак всі рівняння, які рекомендовані для визначення середньої температури вугілля не враховують теплоту, яка витрачається на нагрівання апарата, вугілля, втрачається в навколишнє середовище, там в дійсності температура буде нижчою ніж розрахована. Теплота адсорбції буде витрачатися на ці втрати.

## 1.2. Розрахунок стадії десорбції

Для розрахунку стадії десорбції приймаємо:

- а) десорбцію здійснюють водяною парою з тиском 0,4 МПа;
- б) в апараті тиск атмосферний;
- в) вся система (крім теплоізоляції) нагрівається до 100<sup>0</sup>С, теплоізоляція нагрівається до 70<sup>0</sup>С;
- г) тривалість десорбції 1 година;
- д) адсорбер виготовлений із сталі Ст.3, ізольований шаром азбестової ізоляції; товщина ізоляції 0,08 м;
- ж) висота шару гравію для вогнезахисту 0,1 м.

Витрата теплоти на нагрівання адсорберу:

$$Q_1 = G_1 C_1 (t_{1k} - t_{1n}),$$

де  $G_1$  – маса адсорберу, кг;

$C_1$  – теплоємність сталі ( $C_1=0,482$  кДж/кг·к); [1]

$$G_1 = V_1 \cdot \rho_{ст.}$$

де  $V$  - об'єм адсорберу, м<sup>3</sup>;

$\rho_{ст.}$  – густина сталі;  $\rho_{ст.}=7850$  кг/м<sup>3</sup> [1]

$$V_1 = \left( \frac{\pi D_{зов.}^2}{4} - \frac{\pi D_{внутр.}^2}{4} \right) \cdot L,$$

де  $L$  – висота циліндричної частини адсорберу, м.

При висоті шару вугілля  $H=0,7$  м, прийmemo  $L=1,5$  м.

$D_{зовн.}$  та  $D_{внутр.}$  – зовнішній та внутрішній діаметр адсорберу, м;

При  $D_{внутр.}=1,5$  м і товщині стінки – 8 мм,  $D_{зовн.}=1,516$  м.

$$V_1 = (0,785 \cdot 1,516^2 - 0,785 \cdot 1,5^2) \cdot 1,5 = 0,045 \text{ м}^3,$$

$$G_1 = 0,045 \cdot 7850 = 353,25 \text{ кг},$$

$$Q_1 = 353,25 \cdot 0,482 (100 - 20) = 13621,32 \text{ кДж}.$$

Втрата теплоти на нагрівання азбестової ізоляції:

$$Q_2 = G_2 C_2 (t_{2k} - t_{2n}),$$

$C_2$  – теплоємність азбесту;  $C_2=0,817$  кДж/кг·к; [1]

$G_2$  – маса азбестової ізоляції, кг.

$$G_2 = V_2 \cdot \rho_{із.}; \quad \rho_{із.}=2600 \text{ кг/м}^3;$$

$$V_2 = (0,785 \cdot 1,676^2 - 0,785 \cdot 1,516^2) \cdot 1,5 = 0,6 \text{ м}^3,$$

$$G_2 = 0,6 \cdot 2600 = 1560 \text{ кг},$$

$$Q_2 = 1560 \cdot 0,817 (70 - 20) = 63726 \text{ кДж}$$

Витрата теплоти на нагрівання гравію:



$$Q_3 = G_3 \cdot C_3 (t_{3k} - t_{3п}),$$

де  $G_3$  – маса гравію, кг;

$C_3$  – теплоємність гравію;  $C_3=0,838$  кДж/кг·к; [3]

$$G_3 = \frac{\pi D^2}{4} \cdot h \cdot \rho_{гр};$$

$\rho_{гр}$  – насипна густина гравію,  $\rho_{гр}=1800$  кг/м<sup>3</sup>; [1]

$h$  – висота шару гравію;  $h=0,1$  м.

$$G_3 = 0,785 \cdot 1,5^2 \cdot 0,1 \cdot 1800 = 317,9 \text{ кг},$$

$$Q_3 = 317,9 \cdot 0,838 \cdot (100 - 20) = 21313,7 \text{ кДж}.$$

Витрата теплоти на нагрівання вугілля:

$$Q_4 = G_y \cdot C_y (t_{yk} - t_{yn}),$$

де  $G_y$  – маса вугілля в адсорбері, кг;

$C_y$  – теплоємність вугілля;  $C_y=0,838$  кДж/кг; [3]

$$Q_4 = 618,2 \cdot 0,838 (100 - 20) = 41444,13 \text{ кДж}.$$

Витрата теплоти на нагрівання вологи, що знаходиться у вугіллі:

$$Q_5 = G_{ву} \cdot C_{вол} (t_{вол.к} - t_{вол.п}),$$

$G_{ву}$  – маса вологи у вугіллі, кг;

$C_{вол.}$  – теплоємність вологи;  $C_{вол.}=4,19$  кДж/кг·к. [1]

$$Q_5 = 30,9 \cdot 4,19 (100 - 20) = 10357,7 \text{ кДж}.$$

Витрата теплоти на нагрівання діетилового ефіру, що знаходиться у вугіллі:

$$Q_6 = G'_{e.y} C_e (t_{e.к} - t_{e.п}),$$

$C_e$  – теплоємність діетилового ефіру;

$C_e=2,137$  кДж/кг·к; [1]

$$Q_6 = 76,02 \cdot 2,137 (100 - 20) = 12996,38 \text{ кДж}.$$

Витрата теплоти на десорбцію діетилового ефіру:

$$Q_7 = G_y \cdot q_a,$$

$G_y$  – маса вугілля в адсорбері, кг;

$q_a$  – теплота адсорбції, кДж/кг вугілля.

$$Q_7 = 618,2 \cdot 99,15 \cdot 10^3 = 61294,5 \text{ кДж}.$$

Витрата пари на нагрівання системи, десорбцію діетилового ефіру з вугілля та компенсацію втрат теплоти в навколишнє середовище:

$$D_1 = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7 + Q_{втр}}{i_n - i_k}.$$

Втрату теплоти в навколишнє середовище  $Q_{втр}$  орієнтовано можна прийняти 4% теплоти витраченої на нагрівання системи та на десорбцію діетилового ефіру з вугілля, тоді:

$$D_1 = \frac{(Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 + Q_6 + Q_7) \cdot 1,04}{i_n - i_k},$$

де  $i_n = 2744$  кДж/кг – ентальпія водяної пари при 0,4 МПа.

$i_k = 419$  кДж/кг – ентальпія конденсату при 100<sup>0</sup>С. [1]

$$D_1 = \frac{13621,32 + 63726 + 21313,7 + 41444,13 + 10357,7 + 12996,38 + 61294,5}{2744 - 419} = 96,7 \text{ кг.}$$

Витрата пари на компенсацію негативної теплоти змочування вугілля водою  $D_2$  (у вугіллі залишається 90% конденсату грючої пари  $D_1$ )

тоді  $96,7 \cdot 0,9 = 87$  кг [3] або

$$D' = \frac{87}{18} = 4,83 \text{ кмоль,}$$

де 18 – молярна маса води.

Теплота адсорбції води вугіллям при 100<sup>0</sup>С  $q = 32857$  кДж/кмоль. [1]

При 0,1 МПа теплота конденсації пари 2262,2 кДж/кг тоді теплота конденсації:

$$q_k = 2262,2 \cdot 18 = 40720 \text{ кДж/кмоль,}$$

Теплота змочування:

$$q_{зм} = q - q_k = 32857 - 40720 = (-7863) \text{ кДж/кмоль}$$

$$D_2 = \frac{D' \cdot q}{i_n - i_k} = \frac{4,83 \cdot 7863}{2744 - 419} = 16,33 \text{ кг.}$$

Загальна кількість пари, яка конденсується в адсорбері:

$$D_3 = D_1 + D_2 = 96,7 + 16,33 = 113 \text{ кг.}$$

З них на вугіллі лишається у вигляді конденсату 87 кг, тоді всього вологи у вугіллі  $87 + 30,9 = 117,9$  кг.

Витрата пари на видування десорбованої речовини з вугілля (динамічна пара) приймається в середньому 3-4 кг на 1 кг десорбованої речовини [3]

$$D_4 = 3 \cdot 69,84 = 209,52 \text{ кг.}$$

Загальна витрата пари на десорбцію:

$$D = D_3 + D_4 = 113 + 209,52 = 322,52 \text{ кг.}$$

Конденсат водяної пари, який видаляється з нижньої частини адсорберу:

$$G_k = D_3 - W,$$

де  $W$  – кількість конденсату водяної пари, яка залишається у вугіллі, кг.

$$G_k = 113 - 87 = 26 \text{ кг.}$$

Результати розрахунку теплового і матеріального балансів подаємо в табл. 1.3 і 1.4.

Таблиця 1.3

## Тепловий баланс стадії десорбції

Стаття балансу	Кількість теплоти, кДж
Надходження теплоти	
Перед десорбцією система містить:	
Вугілля $Q_y = G_y \cdot C_y \cdot t_y = 618,2 \cdot 0,838 \cdot 20 = 10361,03$	10361,03
Діетиловий ефір $Q_e = G_e \cdot C_e \cdot t_e = 76,02 \cdot 2,137 \cdot 20 = 3249,1$	3249,1
Волога $Q_{вол} = G_{вол} \cdot C_{вол} \cdot t_{вол} = 30,9 \cdot 4,19 \cdot 20 = 2589,4$	2589,4
Адсорбер $Q_{ад} = G_{ад} \cdot C_{ад} \cdot t_{ад} = 353,25 \cdot 0,482 \cdot 20 = 3405,33$	3405,33
Ізоляція $Q_{із} = G_{із} \cdot C_{із} \cdot t_{із} = 1560 \cdot 0,817 \cdot 20 = 25490,4$	25490,4
З водяною парою $Q_n = D \cdot i_n = 322,52 \cdot 2744 = 884994,88$	884994,88
<b>Всього:</b>	<b>930090,14</b>
Витрата теплоти	
При десорбції з адсорберу уносятся теплоти:	
З парою діетилового ефіру $Q_e = G_e \cdot i_e = 69,84 \cdot 592,4 = 41373,2$	41373,2
$i_e$ -тепловміст пари діетилового ефіру при 100 <sup>0</sup> С кДж/кг	
$i_e = c_e \cdot t + r_e = 3,1 \cdot 100 + 282,4 = 592,4$ кДж/кг	
де $c_e$ – теплоємність рідкого діетилового ефіру при 100 <sup>0</sup> С; $C=3,1$ кДж/кг·к [1]	
$r_e$ -теплота випаровування діетилового ефіру при 100 <sup>0</sup> С;	
$r_e = 282,4$ кДж/кг. [1]	
З динамічною парою $Q_d = D_4 \cdot i_d = 209,52 \cdot 2677 = 560885,04$	560885,04
$i_d$ -тепловміст водяної пари при 100 <sup>0</sup> С кДж/кг.	
З конденсатом гріючої пари $Q_k = G_k \cdot i_k = 26 \cdot 419 = 10894$	10894
$i_k$ - тепловміст конденсату, кДж/кг	
Після десорбції система містить теплоти:	
вугілля $Q_y^1 = G_y \cdot C_y \cdot t_y = 618,2 \cdot 0,838 \cdot 100 = 51805,16$	51805,16
залишковий діетиловий ефір	
$Q_e^1 = G_e \cdot C_e \cdot t_e = 6,18 \cdot 2,137 \cdot 100 = 1320,67$	1320,67
волога $Q_{вол} = G_{вол} \cdot C_{вол} \cdot t_{вол} = 117,9 \cdot 4,19 \cdot 100 = 49400$	49400
адсорбер $Q_{ад} = G_{ад} \cdot C_{ад} \cdot t_{ад} = 353,25 \cdot 0,482 \cdot 100 = 17026,65$	17026,65
ізоляція $Q_{із} = G_2 \cdot C_2 \cdot t_{із} = 1560 \cdot 0,817 \cdot 70 = 89216,4$	89216,4
компенсація теплоти змочування	
$Q_{комт} = D_2 \cdot r_2 = 16,33 \cdot 2325 = 37967,25$	37967,25
$r_2$ -теплота конденсації водяної пари при 100 <sup>0</sup> С.	
Компенсація теплових втрат і розходження в балансі	
	70201,77
<b>Всього:</b>	<b>930090,14</b>

## Матеріальний баланс стадії десорбції

Надходження, кг	кг	Витрата, кг	кг
Вугільна шихта:	725,12	Вугільна шихта:	742,28
вугілля 618,2		вугілля 618,2	
волога 30,9		волога 117,9	
діетиловий ефір 76,02		діетиловий ефір 6,18	
Водяна пара	322,52	Парова суміш, яка іде на конденсацію:	279,36
		водяна пара – 209,52	
<hr/>	<hr/>	пара діетилового ефіру – 69,84	
Всього:	1047,64	Конденсат водяної пари, який видаляється з низу адсорбера	26
		<hr/>	<hr/>
		Всього:	1047,64

### 1.3. Розрахунок стадії сушіння вугілля

При розрахунку стадії сушіння вугілля приймають, що температура всієї системи (окрім ізоляції) після сушіння знижується до  $60^{\circ}\text{C}$ , температура теплоізоляції знижується до  $50^{\circ}\text{C}$ ; 4% теплоти, яку віддає система втрачається в навколишнє середовище; сушіння здійснюють повітрям, нагрітим у калорифері до  $120^{\circ}\text{C}$  ( $t_1=120^{\circ}\text{C}$ ), відносна вологість повітря, яке виходить з адсорбера у перший момент сушіння 90% ( $\varphi_2=90\%$ ).

Витрату повітря на висушування вугілля розраховують за допомогою діаграми стану вологого повітря I-x.

На діаграмі по двом параметрам повітря, яке поступає в калорифер знаходять точку A ( $t_0=22,3^{\circ}\text{C}$ ,  $\varphi_0=60\%$ ), точка B має вологовміст такий, як в т. A і  $t_1=120^{\circ}\text{C}$ . Після цього будують лінію теоретичного сушіння по ізоентальпії від т. B до лінії відносної вологості  $\varphi_2=90\%$ . Для того, щоб побудувати лінію дійсного сушіння треба визначити  $\Delta$ , яка є різницею між надходженням і витратою теплоти у вугільному шарі в процесі сушіння, віднесена до 1 кг видаленої при сушінні вологи без урахування тепла, яке вноситься і виноситься самим повітрям.

Надходження тепла:

- тепло, яке віддається системою;  $q$ , кДж/кг.вологи;
- тепло вологи, яке міститься у вугіллі,  $t \cdot c$ , кДж/кг.вологи;
- тепло, яке дорівнює теплоті змочування,  $\rho_{зм}$ , кДж/кг.вологи.

В зв'язку з тим, що теплота змочування вугілля водою негативна величина, при видаленні вологи з вугілля виділяється тепло за кількістю рівне теплоті змочування, але зворотне їй за знаком.

Витрата тепла – втрати в навколишнє середовище :  $q_{вт}$  кДж/кг.вологи

$$\Delta = t \cdot c + q + q_{зм} - q_{втр},$$

$t$  – температура вугілля і вологи в ньому після десорбції,  $t=100^{\circ}\text{C}$ ;

$c$  – теплоємність вологи 4,19 кДж/кг·к.

$$q_{зм} = 7863 \frac{\text{кДж}}{\text{кмоль}} = \frac{7863}{18} = 436,8 \frac{\text{кДж}}{\text{кг.вологи}},$$

де 7863 кДж/кмоль – теплота змочування вугілля водою, віднесена до 1 кмоль води; 18 – молярна маса води.

Тепло, яке віддається системою складається з:

Кількості теплоти, яка віддається адсорбером:

$$Q_1 = G_1 C_1 (t_{1n} - t_{1k}),$$

де  $G_1$  і  $C_1$  – маса адсорбера, кг і теплоємність сталі кДж/кг·к.

$$Q_1 = 353,25 \cdot 0,482 \cdot (100 - 60) = 6810,66 \text{ кДж}$$

Кількість теплоти, яка віддається азбестовою ізоляцією:

$$Q_2 = G_2 \cdot C_2 (t_{2n} - t_{2k})$$

де  $G_2$  і  $C_2$  – маса ізоляції, кг та теплоємність ізоляції, кДж/кг·к.:

$$Q_2 = 1560 \cdot 0,817 (70 - 50) = 25490,4 \text{ кДж.}$$

Кількість теплоти, яка віддається гравієм:

$$Q_3 = G_3 \cdot C_3 (t_{3n} - t_{3k}),$$

де  $G_3$  і  $C_3$  – маса гравію, кг; теплоємність гравію, кДж/кг·к.:

$$Q_3 = 371,9 \cdot 0,838 (100 - 60) = 10655 \text{ кДж.}$$

Кількість теплоти, яка віддається вугіллям:

$$Q_4 = G_4 \cdot C_4 (t_{4n} - t_{4k}),$$

де  $G_4$  – маса вугілля в адсорбері, кг;

$C_4$  – теплоємність вугілля, кДж/кг·к.:

$$Q_4 = 618,2 \cdot 0,838 (100 - 60) = 20722,06 \text{ кДж}$$

Кількість теплоти, яка віддається водою і яка залишається у вугіллі після десорбції:

$$Q_5 = G_5 \cdot C_5 (t_{5n} - t_{5k}),$$

де  $C_5$  – теплоємність води, кДж/кг·к.

$$Q_5 = 30,9 \cdot 4,19 (100 - 60) = 5178,84 \text{ кДж.}$$

Сумарна кількість теплоти, яка віддається системою без урахування теплових втрат в навколишнє середовище:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 =$$

$$= 6810,66 + 25490,4 + 10655 + 20722,06 + 5178,84 = 68856,96 \text{ кДж.}$$

Сумарна кількість теплоти, яка віддається системою з урахуванням теплових втрат в навколишнє середовище, що складають 4 %.

$$Q = 68856,96 \cdot 0,96 = 66102,7 \text{ кДж.}$$

Питома кількість тепла, яке віддається системою (з урахуванням теплових втрат в навколишнє середовище):

$$q = \frac{Q}{w} = \frac{66102,7}{87} = 759,8 \text{ кДж/кг видаленої вологи,}$$

$w$  – кількість вологи, яка видаляється при сушіння, кг.

Загальна кількість вологи у вугіллі після десорбції 117,9 кг з них при сушіння видаляється 87 кг, а 30,9 кг залишається у вугіллі (див. Баланс стадії адсорбції):

$$\Delta = t \cdot c + q + q_{зм} = 100 \cdot 4,19 + 759,8 + 436,8 = 1615,6 \frac{\text{кДж}}{\text{кг.вологи}}.$$

Знаючи величину  $\Delta$  будуюмо лінію дійсного сушіння. Для цього на лінії теоретичного сушіння ставимо довільно точку  $E$  і з неї проводимо пряму паралельну допоміжній вісі вологовмісту до перетину її з лінією  $AB$  (відрізок  $EF$ ) і пряму паралельну вісі ординат. Довжину відрізка  $EK$  визначають так (рис. 1.2):

$$EK = EF \cdot \frac{\Delta}{m}; \quad m = \frac{M_y}{M_x},$$

де  $M_x$  та  $M_y$  масштаби по висям абсцис та ординат діаграми  $I-x$ .  $M_x \cdot 1 \text{ мм} = 0,00025$  кг вологи/кг. сухого повітря.  $M_y \cdot 1 \text{ мм} = 0,67$  кДж/кг сух. повітря.

$$m = \frac{0,67}{0,00025} = 2680.$$

Довжина відрізка  $EF$  вимірюється лінійкою.  $EF = 70$  мм.

$$EK = 70 \cdot \frac{1615,6}{2680} = 42,2 \text{ мм.}$$

Через точки  $B$  і  $K$  проводимо лінію дійсного сушіння до перетину її з лінією  $\varphi_2 = 90\%$  і одержуємо точку  $C$  (рис.1.2), яка відповідає стану вологого повітря, яке виходить з адсорбера.

По діаграмі  $I-x$  визначається вологовміст повітря до ( $x_0$ ) і після процесу сушіння ( $x_2$ ):

$$x_0 = 0,01 \frac{\text{кг.вологи}}{\text{кг.сух.повітря}}; \quad x_2 = 0,071 \frac{\text{кг.вологи}}{\text{кг.сух.повітря}};$$

$$x_{сер} = \frac{x_0 + x_2}{2} = \frac{0,01 + 0,071}{2} = 0,0405 \text{ кг/кг.}$$

Питома витрата повітря на сушіння:

$$\ell = \frac{1}{x_{сер} - x_0} = \frac{1}{0,0405 - 0,01} = 32,8 \text{ кг сух. повітря/кг вологи.}$$

Загальна витрата повітря:

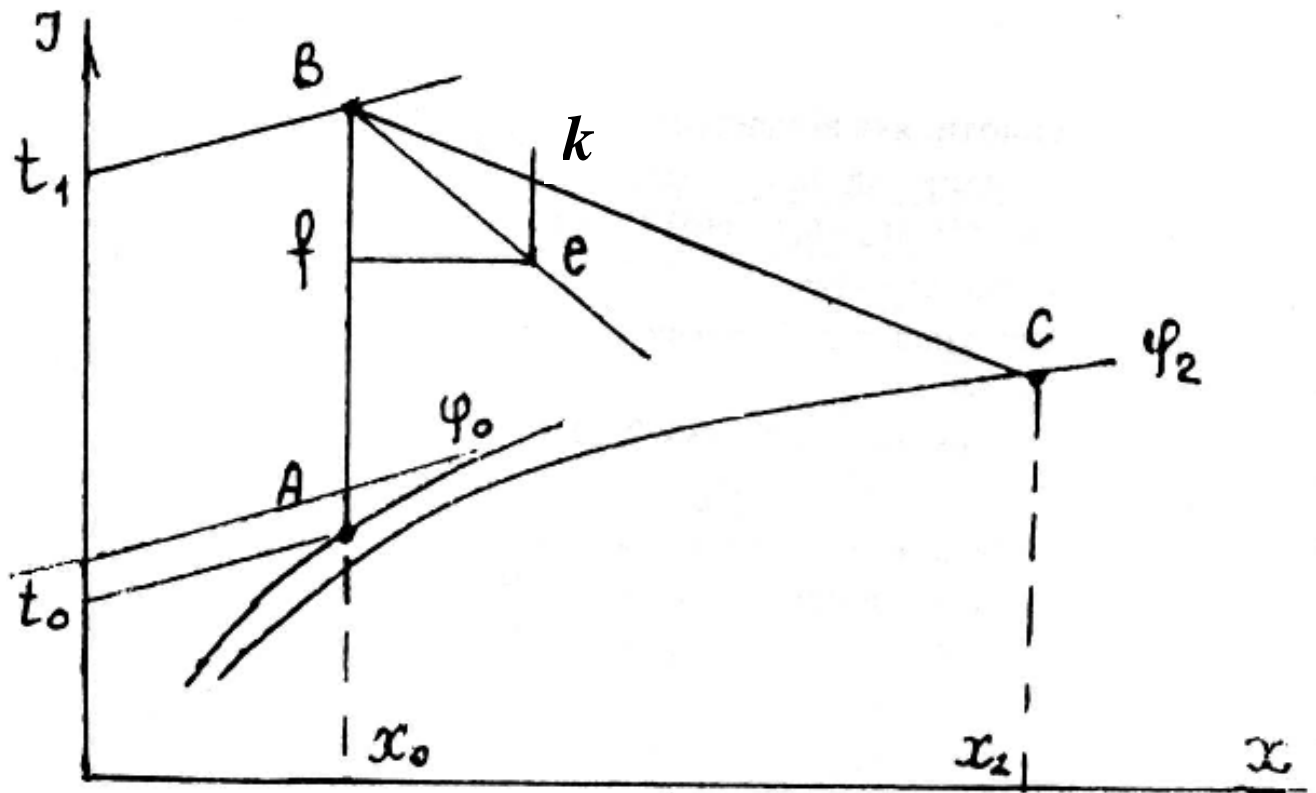


Рис. 1.2. Побудова процесу сушіння на діаграмі

$$L_{\text{сух}} = \ell \cdot w = 32,8 \cdot 87 = 2853,6 \text{ кг сухого повітря,}$$

$$L_{\text{вол.}} = 2853,6 \cdot 1,01 = 2882,1 \text{ кг вологого повітря.}$$

Кількість вологи в повітрі  $2882,1 - 2853,6 = 28,54$  кг.

Таблиця 1.5

Матеріальний баланс стадії сушіння

Надходження, кг		Витрата, кг	
Вугільна шихта	724,28	Вугільна шихта	655,28
- вугілля	618,2	- вугілля	618,2
- волога	117,9	- волога	30,9
- діетиловий ефір	6,18	- діетиловий ефір	6,18
Повітря на сушіння	2882,1	Повітря після сушіння	2969,1
- сухе повітря	2853,6	- сухе повітря	2853,6
- волога	28,54	- волога	$(w + 28,54) = 115,54$
Всього:	3624,38	Всього:	3624,38

По діаграмі I-x знаходимо ентальпію повітря в точках А ( $I_0$ ), В ( $I_1$ ), С ( $I_2$ ):  
 $I_0 = 48$  кДж/кг сух.повітря;  $I_1 = 148$  кДж/кг сух.повітря;  $I_2 = 230$  кДж/кг сух. повітря.

Питома кількість теплоти на нагрівання повітря в калорифері:

$$q = \ell(I_1 - I_0) = 32,8(148 - 48) = 3280 \text{ кДж/кг вологи.}$$

Загальна витрата теплоти на нагрівання повітря в калорифері:

$$Q_k = q \cdot w = 3280 \cdot 87 = 278400 \text{ кДж.}$$

Вологість вугілля після десорбції:

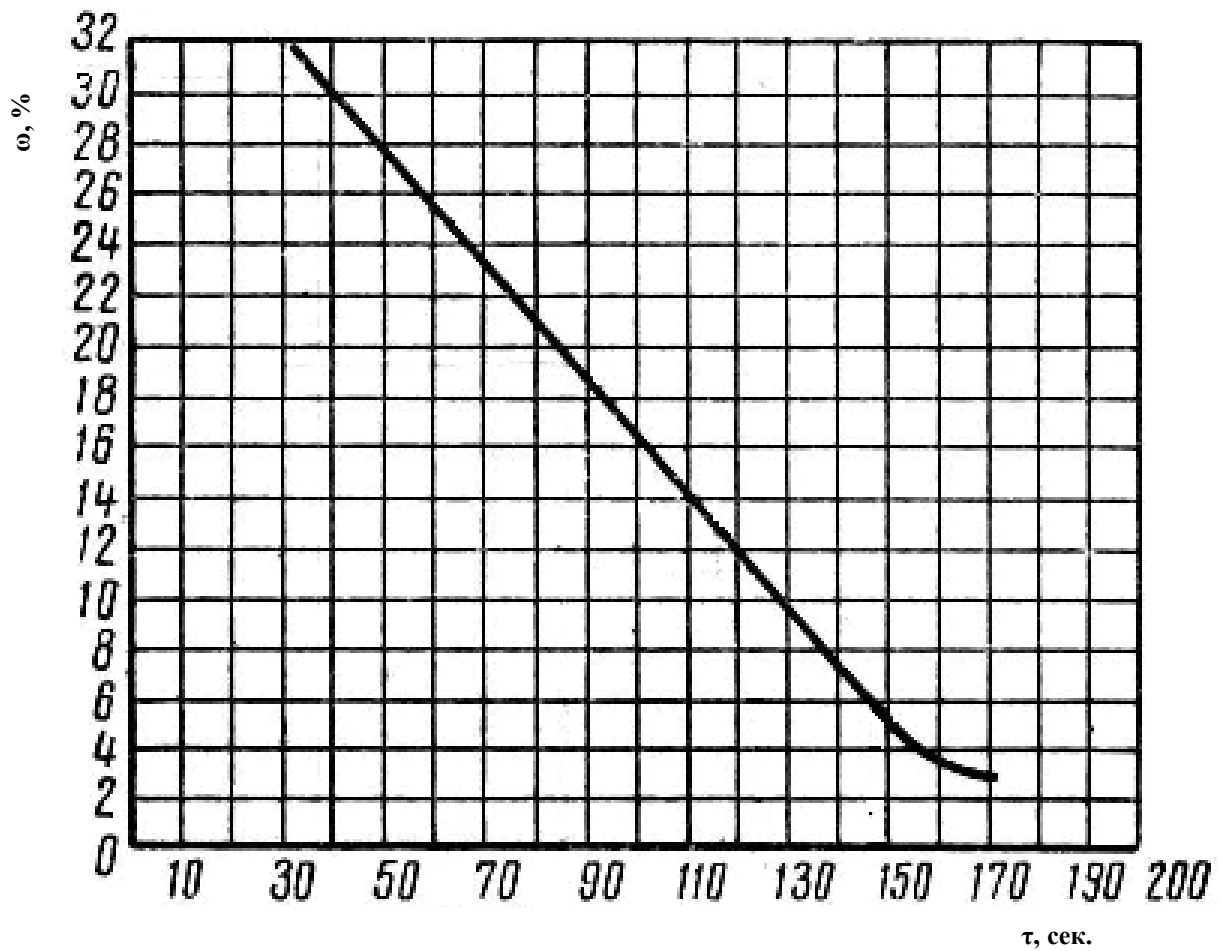
$$\frac{117,9 \cdot 100}{618,2} = 19,07\% ,$$

де 117,9 кг – загальна кількість вологи у вугіллі після десорбції (див. матеріальний баланс стадії десорбції).;

618,2 кг – кількість вугілля.

Тривалість стадії сушіння вугілля від початкової вологості 19,07% до кінцевої вологості 5% (див. стадію адсорбції) визначаємо за дослідною кривою сушіння вугілля [3] повинна бути 60 хв (рис. 1.3).





**Рис. 1.3 Залежність вологості вугілля від тривалості сушіння**

Таблиця 1.6

## Тепловий баланс стадії сушіння вугілля

Стаття балансу	Кількість теплоти, кДж
Надходження теплоти	
Кількість теплоти, яка поступає з повітрям $Q_{нов} = LI_0 = 2853,6 \cdot 48 = 136072,8$	136972,8
Кількість теплоти, яку одержує повітря в калорифері $Q_k = L(I_1 - I_0) = 2853,6 \cdot (148 - 48) = 285360$	285360
Кількість теплоти у вугіллі перед сушінням $Q_y = G_y \cdot C_y \cdot t_y + G_{вол} \cdot C_{вол} \cdot t_{вол} = 618,2 \cdot 0,838 \cdot 100 + 117,9 \cdot 4,19 \cdot 100 =$ $= 51805,16 + 49400,1 = 101205,26$	101205,26
Кількість теплоти, яка приноситься з апаратом $G_{ад} \cdot C_{ад} \cdot t_{ад} + G_{із} \cdot C_{із} \cdot t_{із} + G_{зр} \cdot C_{зр} \cdot t_{зр} = 353,25 \cdot 0,482 \cdot 100 + 1560 \cdot 0,817 \cdot$ $\cdot 70 + 317,9 \cdot 0,838 \cdot 100 = 17026,65 + 89216,4 + 26640,02 = 132883,07$	132883,07
Розходження в балансі	104983
Всього:	761406,13
Витрата теплоти	
Кількість теплоти, яка уноситься з відпрацьованим повітрям $Q'_{нов} = L \cdot I_2 = 2853,6 \cdot 230 = 656328$	656328
На компенсацію теплоти змочування $Q_{зм} = -37967,25$ (див.тепл.баланс десорбції)	-37967,25
Кількість теплоти у висушеному вугіллі $Q'_y = G_y \cdot C_y \cdot t_y + G_{вол} \cdot C_{вол} \cdot t_{во} = 618,2 \cdot 0,838 \cdot 60 + 30,9 \cdot 4,19 \cdot 60 =$ $= 31083,1 + 7768,3 = 38851,4$	38851,4
Кількість теплоти в апараті після сушіння $Q_{ап} = G_{ад} \cdot C_{ад} \cdot t_{ад} + G_{із} \cdot C_{із} \cdot t_{із} + G_{зр} \cdot C_{зр} \cdot t_{зр} = 353,25 \cdot 0,482 \cdot 60 + 1560 \cdot 0,817 \cdot$ $\cdot 50 + 317,9 \cdot 0,838 \cdot 60 = 10215,99 + 63726 + 15984 = 89925,98$	89925,98
Втрати теплоти: $Q_{втр} = Q_k \cdot 0,05 = 285360 \cdot 0,05 = 14268$	14268
Всього:	761406,13

## 1.4 Стадія охолодження

Тривалість охолодження приймається орієнтовно рівною тривалості сушіння  $\tau_{\text{охол.}} = \tau_{\text{суш.}} = 60 \text{ хв} = 1 \text{ година}$ . При рівних швидкостях повітря в обох стадіях витрату повітря на охолодження можна прийняти рівною його витраті на сушіння. Приймається, що повітря, здійснюючи охолодження вугільної шихти не змінює свого вологовмісту. З урахуванням цього складено матеріальний баланс стадії охолодження.

Таблиця 1.7

Матеріальний баланс стадії охолодження

Надходження	кг	кг	Витрата	кг	кг
Вугільна шихта після сушіння:		655,28	Охолоджена вугільна шихта:		655,28
Вугілля	618,2		вугілля	618,2	
Волога	30,9		волога	30,9	
діетиловий ефір	6,18		діетиловий ефір	6,18	
Повітря для охолодження		2882,1	Повітря, яке виходить з адсорберу		2882,1
Сухе повітря	2853,6		Сухе повітря	2853,6	
волога	28,54		волога	28,54	
Всього:		3537,38	Всього:		3537,38

## 1.5 Розрахунок необхідної кількості адсорберів

За умовами завдання продуктивність адсорбера  $2000 \text{ м}^3/\text{годину}$  по початковій пароповітряній суміші. Тривалість стадії адсорбції  $\tau_{\text{ад}} = 6 \text{ годин}$ . Тоді за одну операцію через апарат повинно пройти:  $2000 \cdot 6 = 12000 \text{ м}^3$  пароповітряної суміші. За добу необхідно здійснити  $24/6 = 4$  операції. Загальна тривалість рекуперації в одному адсорбері складається з: стадія адсорбції – 6 годин; стадія десорбції – 1 година; стадія сушіння – 1 година стадія охолодження – 1 година.

$$\tau_{\text{загальне}} = 6 + 1 + 1 + 1 = 9 \text{ годин.}$$

Кількість операцій за добу в одному адсорбері:

$$24 : 9 = 2,7.$$

$$\text{Необхідна кількість адсорберів } m = \frac{4}{2,7} = 1,5.$$

Встановлюються 2 адсорбери.

$$\text{Запас потужності } \frac{(2 - 1,5) \cdot 100}{1,5} = 33,3 \%$$

## 2. РОЗРАХУНОК УСТАНОВКИ БЕЗПЕРЕРВНОЇ ДІЇ ДЛЯ ПОГЛИНАННЯ ПАРИ ДІЕТИЛОВОГО ЕФІРУ ІЗ ЙОГО СУМІШІ З ПОВІТРЯМ

**Завдання** Розрахувати установку безперервної дії для добування пари діетилвого ефіру з його суміші з повітрям в апараті з рухомим шаром активного вугілля. Продуктивність за початковою сумішшю  $V=2000 \text{ м}^3/\text{годину}$ ; концентрація ефіру у пароповітряній суміші на вході в адсорбер  $Y_{\text{поч}}=0,006 \text{ кг/м}^3$ , на виході з адсорберу  $Y_{\text{к}}=3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$ . Вміст ефіру у відпрацьованому адсорбенті складає 95%, а в регенованому 5% від рівноважного з початковою сумішшю. Температура пароповітряної суміші  $20^\circ\text{C}$ . Для адсорбції застосовано активне вугілля марки АГ-5. Насипна густина  $\rho_{\text{нас}}=500 \text{ кг/м}^3$ . Середній розмір частинок  $d_{\text{ч}}=4 \text{ мм}$ . Мета розрахунку – визначити діаметр апарата і довжину рухомого шару адсорбенту.

### 2.1 Розрахунок діаметра адсорбера

Швидкість газового потоку повинна бути менше швидкості псевдозрідження, яка для шару сферичних частинок може бути знайдена із співвідношення [2]

$$\text{Re}_{\text{onc}} = \frac{Ar}{1400 + 5,22\sqrt{Ar}}$$

де  $\text{Re}_{\text{onc}} = \frac{\omega_{\text{nc}} \cdot d \cdot \rho_y}{\mu_y}$  - критичне значення модифікованого критерію Рейнольдса;

$\omega_{\text{nc}}$  - швидкість початку псевдозрідження, м/с;

$d$  – діаметр кулі того ж об'єму, що і частинка, м;

$Ar$  - критерій Архімеда

$$Ar = \frac{d^3 \cdot \rho_y^2 \cdot q \cdot \rho_m - \rho_y}{\mu_y^2 \cdot \rho_y}$$

Властивості пароповітряної суміші приймаємо по повітрю при  $t=20^\circ\text{C}$ ;  
 $\rho_y=1,21 \text{ кг/м}^3$ ;  $\mu_y = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; густина твердих частинок,  $\text{кг/м}^3$ ;  
 $\rho_m = 1,6 \rho_{\text{нас}} = 1,6 \cdot 500 = 800 \text{ кг/м}^3$ .

$$Ar = \frac{0,004^3 \cdot 1,21^2 \cdot 9,81 \cdot 800 - 1,21}{(0,018 \cdot 10^{-3})^2 \cdot 1,21} = 1872911,8.$$

$$\text{Re}_{\text{onc}} = \frac{1872911,8}{1400 + 5,22\sqrt{1872911,8}} = 219,21.$$

$$\omega_{\text{nc}} = \frac{\text{Re}_{\text{jnc}} \cdot \mu_y}{d \cdot \rho_y} = \frac{219,21 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}}{0,004 \cdot 1,21} = 0,815 \text{ м/с}.$$

Приймаємо швидкість газового потоку  $\omega$  рівною 0,5 м/с і розраховуємо діаметр апарату:

$$D_a = \sqrt{\frac{4V}{\pi\omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2000}{3,14 \cdot 0,5 \cdot 3600}} = 1,19 \text{ м.}$$

Приймаємо діаметр апарату  $D_a=1,2$  м [5].

## 2.2. Розрахунок швидкості руху адсорбенту

Швидкість переміщення адсорбенту повинна бути рівною швидкості руху зони масопередачі  $U$  [5]

$$U = \frac{\omega \cdot Y_{\text{поч}}}{\varepsilon \cdot Y_{\text{оч}} + x_k^*},$$

де  $\omega$  - швидкість потоку, м/с;

$x_k^*$  - концентрація поглинутого компонента в твердій фазі, рівноважна з  $Y_{\text{поч}}$ , кг/м<sup>3</sup>;

$\varepsilon$  – доля вільного об'єму шару.

Для зернистих шарів, які рухаються  $\varepsilon=0,33 \div 0,45$  [5]. Приймаємо  $\varepsilon=0,4$ .

Щоб знайти рівноважну концентрацію поглинутої речовини в твердій фазі  $x_k^*$  будемо ізотерму адсорбції діетилового ефіру в координатах  $Y$ - $x$  за даними табл. 1.1. Перераховуємо дані таким чином  $x = a \cdot \rho_{\text{нас}}$ , кг/м<sup>3</sup>

$$Y = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} \text{ кг/м}^3.$$

Наприклад  $x_1=0,0837 \cdot 500=41,85$  кг/м<sup>3</sup>

$$Y_1 = \frac{2,69 \cdot 74}{8310 \cdot 293} = 0,08 \cdot 10^{-3} \text{ і так далі.}$$

Результати подані в табл. 2.1.

Таблиця 2.1

Ізотерма адсорбції діетилового ефіру

Концентрація діетилового ефіру в газовій фазі $Y \cdot 10^3$ кг/м <sup>2</sup>	Концентрація діетилового ефіру в твердій фазі $x$ , кг/м <sup>2</sup>
0,08	41,85
0,19	49,6
11,3	84,5
40,4	95
128,8	106
227,5	112
352,7	120
676,6	129
897	136,5
1099,7	146

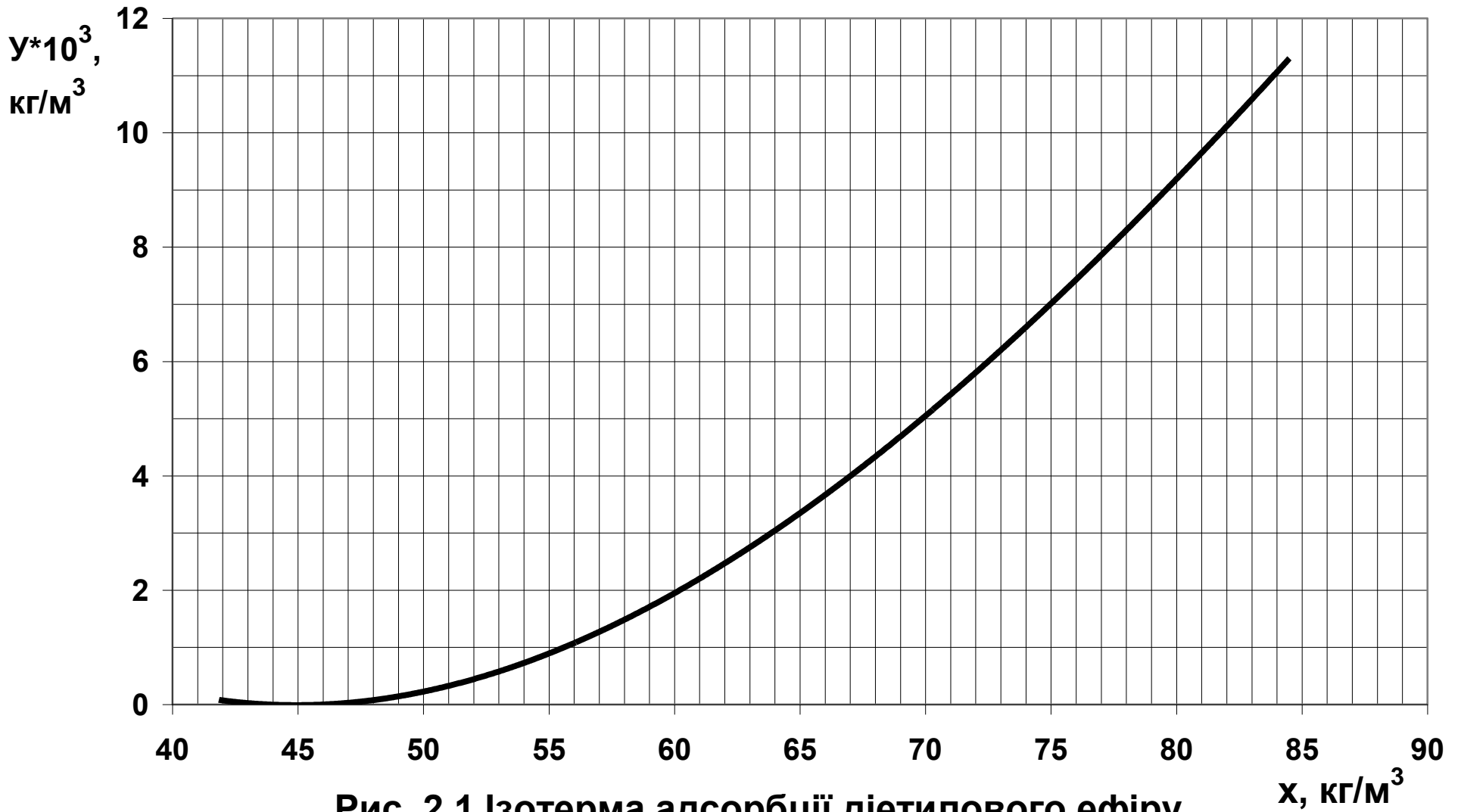


Рис. 2.1 Ізотерма адсорбції діетилового ефіру

По  $Y_{noch} = 0,006$  кг/м знаходимо  $x_k^* = 72,5$  кг/м<sup>3</sup>. Тоді швидкість руху адсорбенту, при якій ступінь використання його рівноважної ємкості складає 0,95, дорівнює:

$$U = 0,5 \frac{0,006}{0,4 \cdot 0,006 + 72,5 \cdot 0,95} = 0,0000436 \text{ м/с.}$$

### 2.3 Розрахунок довжини шару адсорбенту

Необхідну довжину рухомого шару адсорбенту  $N_{рух}$  визначають через число одиниць переносу по рівнянню масопередачі:

$$N_{рух} = \frac{V}{SK_{yv}} \int_{Y_k}^{Y_{noch}} \frac{dY}{Y - Y^*} = h_e \cdot n_{oy},$$

де  $S$  – площа поперечного перерізу шару, м<sup>2</sup>;

$K_{yv}$  – об'ємний коефіцієнт масопередачі, с<sup>-1</sup>;

$h_e$  – висота, еквівалентна одиниці переносу, м;

$n_{oy}$  – число одиниць переносу.

Об'ємний коефіцієнт масопередачі визначаємо із співвідношення:

$$K_{yv} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{yv}} + \frac{m}{\beta_{xv}}},$$

де  $\beta_{yv}$  – об'ємний коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, с<sup>-1</sup>;

$\beta_{xv}$  – об'ємний коефіцієнт масовіддачі в твердій фазі, с<sup>-1</sup>;

$m$  – коефіцієнт розподілення.

Оскільки коефіцієнт розподілення  $m = \frac{Y_{noch}}{x_k^*} = \frac{0,006}{72,5} = 8,2 \cdot 10^{-5}$ , то

величиною  $m/\beta_{xv}$  можна знехтувати. Тоді  $K_{yv} \approx \beta_{yv}$ .

Для розрахунку об'ємного коефіцієнту масопередачі газової фази необхідно визначити число Рейнольдса для зернистого шару:

$$Re = \frac{4\omega \cdot \rho_y}{a\mu_y},$$

де  $\omega$  – швидкість руху газової фази, м/с;

$a$  – питома поверхня зернистого шару, м<sup>2</sup>/м<sup>3</sup>.

Питому поверхню знаходимо із співвідношення  $a = 6(1-\epsilon)/\phi \cdot d$ .

Фактор форми для промислового активованого вугілля  $\Phi = 0,7 \div 0,9$ .  
Обираємо  $\Phi = 0,8$ .

$$a = \frac{6(1-0,4)}{0,8 \cdot 0,004} = 1125 \text{ м}^2/\text{м}^3.$$

Тоді число Рейнольдса дорівнює:

$$Re = \frac{4 \cdot 0,5 \cdot 1,21}{1125 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}} = 119,5.$$

При  $Re > 30$  для розрахунку  $\beta_{y\sigma}$  використовують рівняння:

$$Nu^1 = 0,395 Re^{0,64} (Pr^1)^{0,33},$$

де  $Nu = \frac{\beta_{y\sigma} \cdot d_e^2}{D}$ ;

$$Pr = \frac{\nu}{D} = \frac{\mu_y}{\rho_y \cdot D} = \frac{0,018 \cdot 10^{-3}}{1,21 \cdot 7,8 \cdot 10^{-6}} = 1,91.$$

$$Nu^1 = 0,395 \cdot 119,5^{0,64} \cdot (1,91)^{0,33} = 10,46.$$

$$d_e = \frac{4\varepsilon}{a} = \frac{4 \cdot 0,4}{1125} = 1,42 \cdot 10^{-3}.$$

$$\beta_{y\sigma} = \frac{Nu^1 \cdot D}{d_e^2} = \frac{10,46 \cdot 7,8 \cdot 10^{-6}}{(1,42 \cdot 10^{-3})^2} = 40,46 c^{-1}.$$

$$K_{y\nu} = \beta_{y\nu} = 40,46 c^{-1}.$$

Число одиниць переносу знаходимо методом графічного інтегрування.

$$n_{oy} = \int_{Y_k}^{Y_{noc}} \frac{dY}{Y - Y^*}.$$

Для цього задаємося рядом значень  $Y$  в інтервалі від  $Y_{поч}$  до  $Y_k$ . Для кожного значення  $Y$  знаходимо відповідне значення  $x$  на робочій лінії, а для кожного  $x$  значення  $Y^*$  на рівноважній лінії. Робочу лінію будуємо по двом точкам з координатами: т.  $A$  ( $Y_{поч}$ ,  $x_{поч.роб.}$ ), т.  $B$  ( $Y_k$ ,  $x_{к.роб.}$ ), де  $x_{поч.роб.}$  та  $x_{к.роб.}$  – робочі концентрації речовини, яка поглинається в адсорбенті.

Вміст діетилового ефіру у відпрацьованому адсорбенті складає 95% від рівноважного з початковою сумішшю, тоді:

$$x_{к.роб.} = x_{поч}^* \cdot 0,95 = 72,5 \cdot 0,95 = 68,9 \text{ кг/м}^3.$$

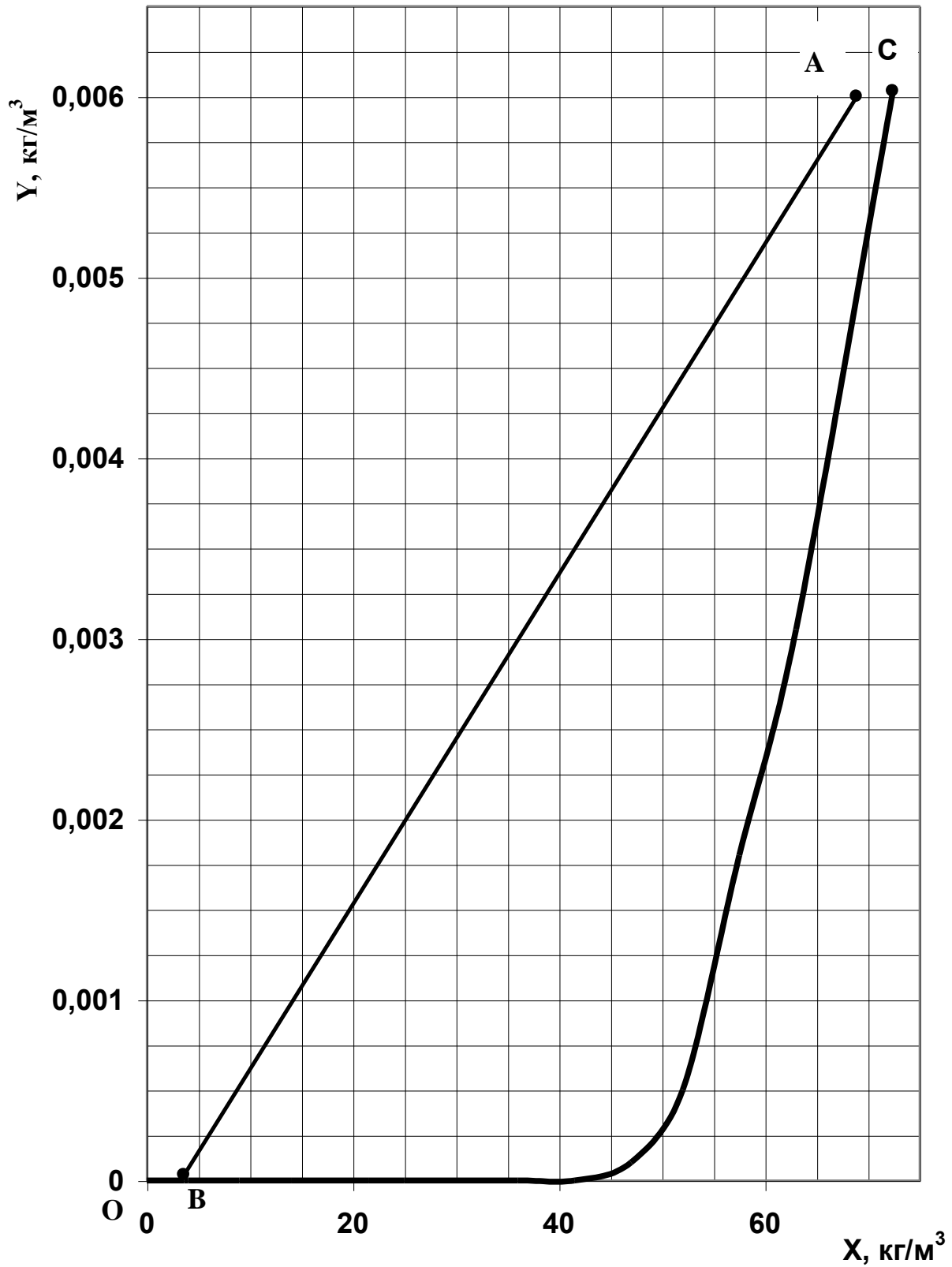
У регенованому вугіллі залишається 5% діетилового ефіру від рівноважного з початковою сумішшю, тоді:

$$x_{поч.роб.} = x_{поч}^* \cdot 0,05 = 3,63 \text{ кг/м}^3.$$

Координати точок  $A$  ( $Y_{поч} = 0,006 \text{ кг/м}^3$ ;  $x_{к.роб.} = 68,9 \text{ кг/м}^3$ );

$B$  ( $Y_k = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$ ;  $x_{поч.роб.} = 3,63 \text{ кг/м}^3$ ).





**Рис. 2.2 Рівноважна (OC) і робоча (AB) лінії для процесу адсорбції діетилового ефіру**

## Дані для графічного інтегрування

Y	x	Y*	Y-Y*	$\frac{Y}{Y-Y^*}$
0,006	68,9	0,0045	0,0015	666,7
0,0055	63	0,00305	0,0024	416,7
0,005	57,5	0,0018	0,0032	312,5
0,0045	52	0,0005	0,004	250
0,004	47	0,0002	0,0038	263
0,0035	41,5	0	0,0035	294
0,0036	36	0	0,003	333,3
0,0020	25	0	0,0020	500
0,0015	21,5	0	0,0015	666
0,001	14	0	0,001	1000
0,0005	9	0	0,0005	2000
0,0001	4	0	0,0001	10000
0,00003	3,63	0	0,00003	33333

Будуємо графік залежності  $\frac{1}{Y-Y^*}$  від Y (рис. 2.3 будується на міліметровці).

Площа  $f$  під кривою, обмеженою ординатами  $Y_{\text{поч}}=0,006$  кг/м<sup>3</sup> і  $Y_{\text{к}}=3 \cdot 10^{-5}$  кг/м<sup>3</sup> дорівнює 1444 мм<sup>2</sup>.

Знаходимо масштаби по вісям:

$$M_1 \text{ 1мм} = 200 \text{ по вісі } \frac{1}{Y-Y^*} \text{ і } M_2 \text{ 1мм} = 0,000033 \text{ по вісі } Y;$$

$$n_{oy} = \int_{Y_k}^{Y_{\text{поч}}} \frac{dY}{Y-Y^*} = f \cdot M_1 \cdot M_2 = 1444 \cdot 200 \cdot 0,000033 = 9,5.$$

Визначаємо необхідну довжину рухомого шару:

$$H_{\text{рух}} = \frac{V}{S \cdot K_{yD}} \cdot n_{oy} = \frac{2000 \cdot 4}{3600 \cdot 3,14 \cdot 1,2^2 \cdot 40,46} \cdot 9,5 = 0,12 \text{ м.}$$

Для того, щоб не відбувався проскок адсорбтива внаслідок коливань швидкості потоку, особливо швидкості руху шару, яка забезпечується завантажувальними і розвантажувальними пристроями, прийmemo довжину

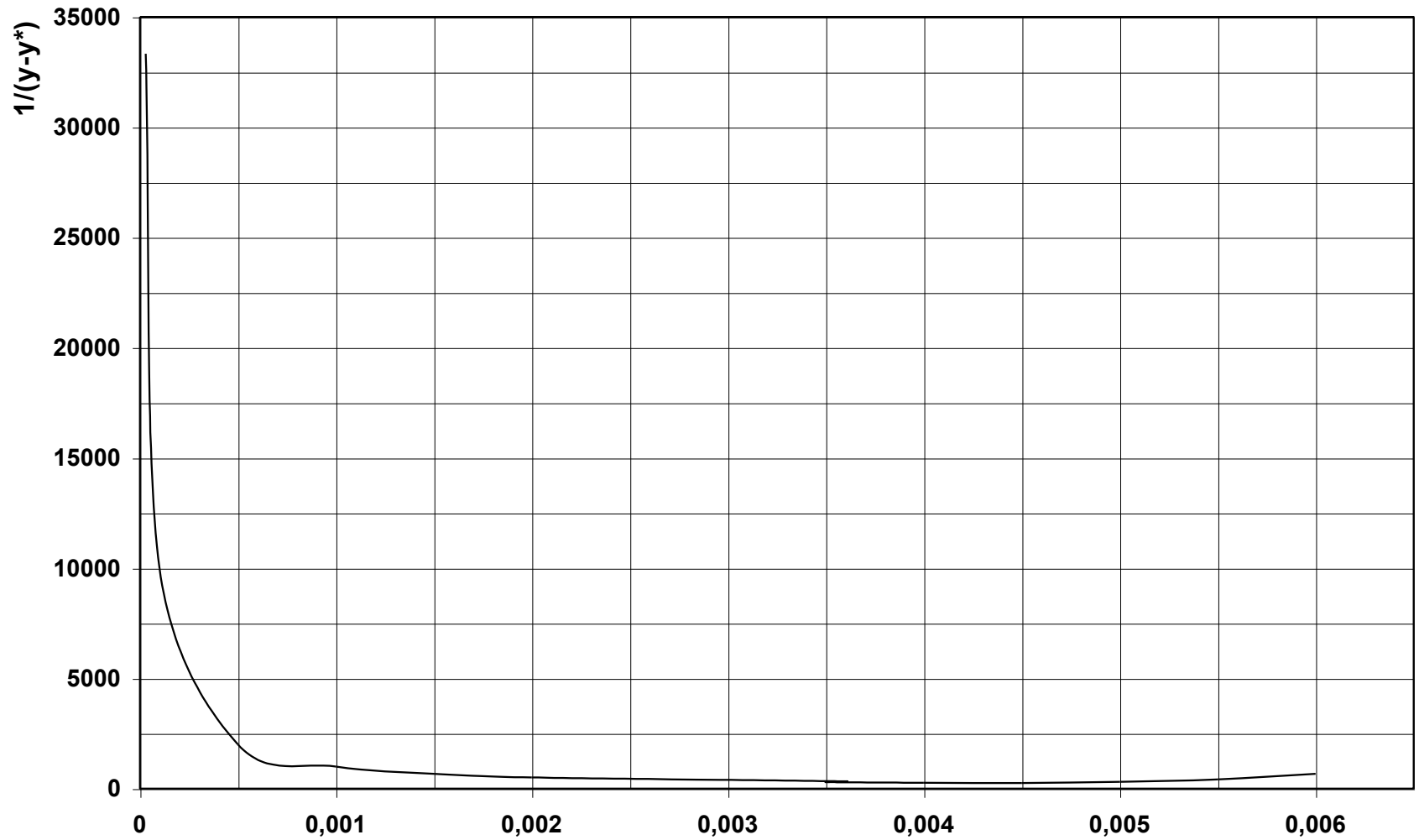


Рис. 2.3 Графік для визначення числа одиниць переносу методом графічного інтегрування

$y \cdot 10^3$ ,  
кг/м<sup>3</sup>

рухомого шару  $H_{рух}=0,2$  м. Приймаємо також висоту установки завантажувального пристрою 0,8 м, а розвантажувального – 1 м. Тоді висота адсорбера:

$$H_{ад} = H_{рух} + H_{заван.} + H_{розван.} = 0,2 + 0,8 + 1 = 2,0 \text{ м.}$$

Витрата адсорбенту:

$$G = \rho_{нас} \cdot U \cdot S = \frac{500 \cdot 4,36 \cdot 10^{-5} \cdot 3,14 \cdot 1,2^2}{4} = 0,025 \text{ кг/с} = 88,7 \text{ кг/годину.}$$

### 3. РОЗРАХУНОК АДСОРБЕРА З ПСЕВДОЗРІДЖЕНИМ ШАРОМ АДСОРБЕНТА

**Завдання** Розрахувати багатоступінчастий адсорбер з псевдозрідженим шаром адсорбенту для поглинання пари діетилового ефіру з потоку пароповітряної суміші активним вугіллям. Витрата суміші  $G = 2000 \text{ м}^3/\text{годину} = 0,555 \text{ м}^3/\text{с}$ ; температура пароповітряної суміші  $20^\circ\text{C}$ ; тиск атмосферний; початкова концентрація діетилового ефіру в повітрі  $Y_{поч} = 0,006 \text{ кг/м}^3$ ; кінцева  $Y_k = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3$ ; адсорбент – активне вугілля марки АГ-5. Насипна густина  $\rho_{нас} = 500 \text{ кг/м}^3$ . Середній розмір частинок 4 мм.

*Мета розрахунку* – визначити діаметр та висоту багатоступінчастого адсорберу, кількість тарілок і витрату адсорбента.

З літератури відомо [5], що в багатоступінчастих протиточних адсорберах з псевдозрідженим шаром поглинача при стійких режимах псевдозрідження порозність шару  $\varepsilon_{пс}$  знаходиться в межах  $0,5 \div 0,65 \text{ м}^3/\text{м}^3$ . Приймаємо порозність шару  $\varepsilon_{пс} = 0,55 \text{ м}^3/\text{м}^3$ .

Згідно експериментальним та теоретичним дослідженням [5] значення оптимальної висоти нерухомого шару на тарільці знаходиться в інтервалі  $0,03 \div 0,05$  м. Приймаємо висоту нерухомого шару на тарільці  $H = 0,05$  м.

#### 3.1 Визачення діаметра апарата

Швидкість газового потоку можна визначити із співвідношення:

$$Re = \frac{\omega \cdot d \cdot \rho}{\mu}$$

Для режиму стійкого псевдозрідження зерен адсорбенту:

$$Re = \frac{Ar \cdot \varepsilon_{пс}^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{Ar \cdot \varepsilon_{пс}^{4,75}}}$$

$$\text{де } Ar = \frac{d^3 \cdot \rho \cdot g (\rho_m - \rho_g)}{\mu^2},$$

де:  $\rho_g$  – густина пароповітряної суміші,  $\text{кг/м}^3$ ;

$$\rho_g = 1,2 \text{ кг/м}^3$$

$\rho_m$  – густина твердих частинок,  $\text{кг/м}^3$ ;

$$\rho_m = 1,6 \cdot 500 = 800 \text{ кг/м}^3;$$

$\mu$  – динамічний коефіцієнт в'язкості,  $\text{Па} \cdot \text{с}$ ;

$$\mu = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}.$$

$$Ar = \frac{(0,004)^3 \cdot (800 - 1,2) \cdot 9,81 \cdot 1,2}{(0,018 \cdot 10^{-3})^2} = 1857476,2.$$

$$Re = \frac{1857476,2 \cdot 0,55^{4,75}}{18 + 0,6 \sqrt{1857476,2 \cdot 0,55^{4,75}}} = 503,25.$$

Тоді швидкість газового потоку:

$$\omega = \frac{Re \cdot \mu}{d \cdot \rho_g} = \frac{503,25 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}}{0,004 \cdot 1,2} = 1,9 \text{ м/с}.$$

Діаметр апарату:

$$D_a = \sqrt{\frac{4G}{\pi \cdot \omega}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,555}{3,14 \cdot 1,9}} = 0,6 \text{ м}.$$

### 3.2 Визначення витрати адсорбенту

Необхідну витрату адсорбенту визначають прийнявши, що на виході із апарату адсорбент повністю насичений, тобто  $x = x^*(Y_H)$ .

По ізотермі адсорбції (рис. 3.1) знаходимо  $x^* = (0,006) = 72,5 \text{ кг/м}^3$  – це статична активність. Дані для побудування ізотерми адсорбції беремо з табл. 1.1 та 2.1.

Тоді з рівняння матеріального балансу визначаємо мінімальну витрату адсорбенту:

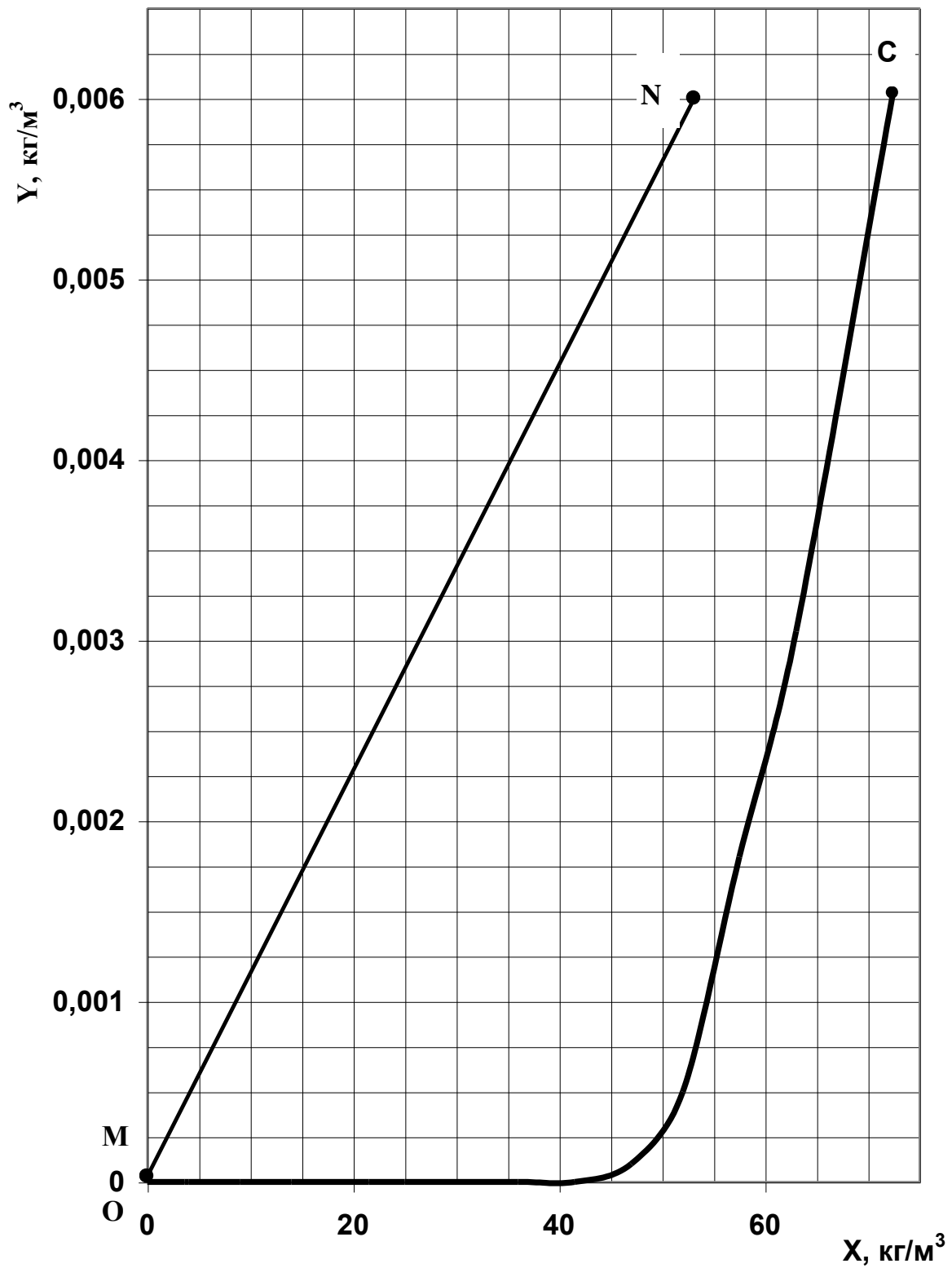
$$L_{\min} = \frac{G(Y_{\text{поч}} - Y_k)}{x^* - x_{\text{поч}}},$$

де  $x_{\text{поч}}$  – концентрація діетилового ефіру в регенованому адсорбенті, дорівнює 5% від рівноважної з початковою сумішшю  $x_{\text{поч}} = 0,05 \cdot 72,5 = 3,63 \text{ кг/м}^3$ .

$$L_{\min} = \frac{0,555 \cdot (0,006 - 3 \cdot 10^{-5})}{72,5 - 3,63} = 4,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Приймаємо кількість адсорбенту з урахуванням стирання і уносу на 30% більше, тоді витрата адсорбенту:

$$L = 1,3 L_{\min} = 1,3 \cdot 4,8 \cdot 10^{-5} = 6,24 \cdot 10^{-5} \text{ м}^3/\text{с}.$$



**Рис. 3.1 Рівноважна (OC) і робоча (MN) лінії для процесу адсорбції діетилового ефіру**

### 3.3 Визначення об'єму адсорбенту в апараті

Об'єм адсорбенту може бути визначений з рівняння:

$$V_{ад} \cdot \beta_{o.сер} \cdot \Delta Y_{сер} = G(Y_{ноч} - Y_{к}),$$

де  $V$  - об'єм адсорбенту,  $m^3$ ;

$\beta_{o.сер} \approx K_{y\sigma}$  - об'ємний коефіцієнт масопередачі,  $s^{-1}$ .

$\Delta Y_{сер}$  - середня рушійна сила процесу,  $kg/m^3$ ;

$G$  - витрата газового потоку,  $m^3/c$ .

$$V_{ад} = \frac{G(Y_{ноч} - Y_{к})}{\beta_{o.сер} \cdot \Delta Y_{сер}}.$$

Для визначення коефіцієнту масопередачі в псевдозрідженому шарі адсорбенту  $\beta_{o.сер}$  існує рівняння [5]

$$Nu^1 = 1,55 \cdot 10^2 K_L^{0,75} \left( \frac{Y_{нас}}{Y_{ноч}} \right)^{0,35} \cdot \beta (BT^2)^{-1,3} \left( \frac{H}{d} \right)^{-1,25},$$

$$\text{де } Nu^1 = \frac{\beta_{o.сер} \cdot d^2}{Dy} \Rightarrow \beta_0 = \frac{Nu \cdot Dy}{d^2},$$

$Dy$  - коефіцієнт дифузії адсорбтива в повітрі,  $m^2/c$ ;

$Dy = 0,0866 \cdot 10^{-4} m^2/c$  (розрахунок див. в частині 1)

$$K_L = \frac{L_{num} \cdot d}{Dy} - \text{безрозмірний комплекс,}$$

$$L_{пит} - \text{питома витрата адсорбенту, } m^3/m^2 \cdot c; L = \frac{L_{num}}{0,785 Da^2};$$

$Y_{нас}$  - концентрація насиченої пари адсорбованої речовини,  $kg/m^3$ ;

$\beta$  - коефіцієнт афінності;

$\beta = 1,17$  (розрахунок див. в частині 1)

$B$  - структурна константа адсорбенту;  $\frac{1}{2 \cdot \rho ad^2}$ ;

$B = 0,74 \cdot 10^{-6}$ ;

$H$  - висота нерухомого шару адсорбента на тарілці,  $m$ ;

$T$  - абсолютна температура,  $K$ .

$$K_L = \frac{6,24 \cdot 10^{-5} \cdot 0,004}{0,785 \cdot 0,6^2 \cdot 0,0866 \cdot 10^{-4}} = 0,1.$$

За рівнянням стану  $Y = \frac{P}{RT}$  визначаємо концентрацію насиченої пари діетилового ефіру при температурі  $20^{\circ}C$ .

$$\text{Об'ємна концентрація } Y_{\text{нас}} = \frac{P \cdot M}{R \cdot T} \text{ кг/м}^3,$$

де:  $P$  – тиск насиченої пари діетилового ефіру при  $20^{\circ}\text{C}$ ;  $P=58918,6$  Па;  
 $M$  – молярна маса діетилового ефіру,  $M=74$  кг/кмоль;  
 $R$  – газова стала;  $R = 8310$  Дж/кмоль·К.

$$Y_{\text{нас}} = \frac{58918,6 \cdot 74}{8310 \cdot 293} = 1,79 \text{ кг/м}^3.$$

$$Nu^1 = 1,55 \cdot 10^2 \cdot 0,1^{0,75} \cdot \left( \frac{1,79}{0,006} \right)^{0,35} \cdot 1,17 (0,74 \cdot 10^{-6} \cdot 293^2)^{-1,3} \cdot \left( \frac{0,05}{0,004} \right)^{-1,25} = 363,6.$$

$$\beta_0 = \frac{363,6 \cdot 0,0866 \cdot 10^4}{0,004^2} = 196,8 \text{ с}^{-1}.$$

Для побудування робочої лінії процесу знаходимо з матеріального балансу робочу концентрацію адсорбтива в адсорбенті на виході з адсорбера:

$$x_k = \frac{G}{L} (Y_{\text{поч}} - Y_k) + x_{\text{поч}}.$$

$$x_k = \frac{0,555}{6,2410^{-5}} (0,006 - 3 \cdot 10^{-5}) + 0 = 53,1 \text{ кг/м}^3.$$

По відомим значенням  $Y_{\text{поч}}$ ,  $x_k$  та  $Y_k$ ,  $x_{\text{поч}}$  будемо робочу лінію і знахоимо  $Y_{\text{поч}}^*$  та  $Y_k^*$  (рис. 2.2) лінія MN. Середню рушійну силу процесу  $\Delta Y_{\text{сер}}$  визначаємо як середньологарифмічне значення між рушійною силою на вході і на виході з апарату  $Y_{\text{поч}}^* = 0,7 \cdot 10^{-3}$  кг/м<sup>3</sup>;  $Y_k^* = 0$ .

$$\Delta Y_{\text{поч}} = Y_{\text{поч}} - Y_{\text{поч}}^* = 0,006 - 0,7 \cdot 10^{-3} = 5,3 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3.$$

$$\Delta Y_k = Y_k - Y_k^* = 3 \cdot 10^{-5} - 0 = 3 \cdot 10^{-5} \text{ кг/м}^3.$$

$$\Delta Y_{\text{сер}} = \frac{5,3 \cdot 10^{-3} - 3 \cdot 10^{-5}}{\ln \frac{5,3 \cdot 10^{-3}}{3 \cdot 10^{-5}}} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ кг/м}^3.$$

Об'єм, який займає адсорбент:

$$V_{\text{ад}} = \frac{0,555(0,006 - 3 \cdot 10^{-5})}{196,8 \cdot 1 \cdot 10^{-3}} = 1,68 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3.$$

$$V_{\text{шару}} = V_{\text{ад}} \cdot \frac{\rho_m}{\rho_{\text{нас}}} = \frac{800}{500} \cdot 1,68 \cdot 10^{-2} = 2,68 \cdot 10^{-2} \text{ м}^3.$$



### 3.4 Розрахунок висоти адсорбера

Число тарілок в адсорбері знаходять із співвідношення  $V_{\text{шару}} = f \cdot H \cdot n$ ,

де  $f = \frac{\pi D_{\text{ад}}^2}{4}$  - площа перерізу адсорбера, м<sup>2</sup>;

$n$  – число тарілок;

$H$  – висота нерухомого шару адсорбента на тарілці, м.

$$n = \frac{4V_{\text{шару}}}{\pi H D_{\text{ад}}^2} = \frac{4 \cdot 2,68 \cdot 10^{-2}}{3,14 \cdot 0,05 \cdot 0,6^2} = 1,9 \approx 2.$$

Приймаємо з запасом 4 тарілки.

Відстань між тарілками  $H_0$  з урахуванням конструкції перетічного пристрою, нерівномірності псевдозрідження і можливих коливань швидкості газового потоку приймають рівною  $(3 \div 5)H_{\text{nc}}$ . Висота нерухомого шару адсорбента на тарілці  $H$  і висота псевдозрідженого шару  $H_{\text{nc}}$  пов'язані таким співвідношенням:

$$(1 - \varepsilon)H = (1 - \varepsilon_{\text{nc}})H_{\text{nc}},$$

де  $\varepsilon$  – порозність нерухомого шару.

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_m}{\rho_{\text{нас}}} = 1 - \frac{800}{500} = 0,35.$$

$$H_{\text{nc}} = \frac{(1 - \varepsilon)H}{1 - \varepsilon_{\text{nc}}} = \frac{(1 - 0,35) \cdot 0,05}{1 - 0,55} = 0,07.$$

$$H_0 = 0,07 \cdot 5 = 0,35 \text{ м.}$$

Висота тарільчатої частини апарату  $H_T = H_0(n-1) = 0,35(4-1) = 1,05$  м.

Відстань від кришок апарата до верхньої і нижньої тарілок визначаються конструкціями розподілюючих і живильних пристроїв. Ці відстані приймають рівними  $2H_0$ . Тоді загальна висота апарату:

$$H_{\text{ан}} = H_m + 2 \cdot 2H_0 = 1,05 + 4 \cdot 0,35 = 2,45 \text{ м.}$$

## Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л. : Химия 1987. – 575 с.
2. Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия, 1973. – 754 с.
3. Серпионова Е.Н. Промышленная адсорбция газов и паров. М.: Высш. шк., 1969. – 414 с.
4. Николаевский К.М. Проектирование рекуперации летучих растворителей с адсорберами периодического действия. – М.: Оборонгиз, 1961. – 238 с.
5. Дытнерский Ю.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. – М.: Химия. 1983. – 271 с.

## Деякі характеристики окремих вуглїв

Марка вугілля	Насипна щільність $\rho_n, \text{кг/м}^3$	Середній діаметр зерна $d_z, \text{мм}$	Щільність зерна
AP-A	550	4,00	$\rho_z = 1,6 \rho_n$
AG-3	400-500	2,15	
СКТ	470	2,50	
СКТ-6	470	1,75	
AG-5	500	4,0	

## Рівноважні данні по адсорбції пари бензолу з його сумішей з повітрям на активних вуглях різних марок

Марка вугілля	Концентрація бензолу в газовій фазі $Y \cdot 10^3, \text{кг/м}^3$	Концентрація бензолу в твердій фазі $x, \text{кг/м}^3$	Марка вугілля	Концентрація бензолу в газовій фазі $Y \cdot 10^3, \text{кг/м}^3$	Концентрація бензолу в твердій фазі $x, \text{кг/м}^3$
AP-4	0,854	109,0	СКТ	0,085	60,0
	2,56	134,2		0,213	125,6
	5,125	139,8		0,850	174,0
	9,39	143,0		4,27	178,0
	17,06	147,3		22,805	185,1
	25,61	151,2		17,06	188,0
				24,40	193,4
AG-3	0,035	75,0	СКТ-6A	25,61	198,0
	0,427	120,0		0,0001	150,0
	2,134	157,5		1,0	220,0
	4,691	170,5		2,0	263,0
	8,54	180,0		4,0	276,0
	17,06	207,5		5,0	280,0
	25,61	215,0		6,0	284,0
				8,0	285,0
				10,0	290,0
				16,0	296,0
				25,0	300,0
		30,0	300,0		

## Деякі характеристики індивідуальних органічних речовин

№ п/п	Найменування	Молекулярна маса М, кг/моль	Температура кипіння, $T_{\text{кип}}$	Тиск насич. пари при $t=20^{\circ}\text{C}$ , Р, Па	Теплоємність, С, Дж/кг.К	Гранично допустима концентр. $C_{\text{доп}}$ , мг/м <sup>3</sup>
1	Бензол	78,11	80,1	9996,7	1,718	5
2	Хлорбензол	112,56	132,1	1159,7	1,299	0,10
3	Сірковуглець	76,13	46,1	39723,4	1,006	0,03-0,005
4	Пірідин	79,10	115,6	3053,0	1,772	0,08
5	Метилетілкетон	72,10	79,6	10331,0	2,305	200,00
6	Ацетон	58,08	56,6	23994,0	2,158	0,35
7	Етілацетат	88,01	77,1	9864,2	2,003	0,10
8	Пропілацетат	102,13	101,3	3412,5	1,492	200,00
9	Метілацетат	74,08	57,1	23194,0	2,095	0,10
10	Бутілацетат	116,16	125,0	2399,4	2,158	0,10
11	Метіловий спирт	32,04	64,7	12756	2,346	0,50
12	Бутіловий спирт	74,12	117,7	626,5	2,474	10,00
13	Аміловий спирт	88,15	137,9	1373,3	2,376	5,00
14	Хлорбензол	112,56	132,1	1159,7	1,299	0,10
15	Етілбензол	106,16	136,2	913,1	1,759	0,02
16	Діетиловий ефір	74,12	34,6	58918,6	2,137	0,01
17	Толуол	92,13	110,8	2972,6	1,739	0,6
18	Гексан	86,17	69,0	1599,6	2,242	1800
19	Гептан	100,20	98,4	4745,6	1,386	2000
20	Етіловий спирт	46,07	78,4	5896,7	2,450	5
21	Циклогексан	84,16	81,0	10450,7	2,162	0,04
22	Вуглець чотирьоххлористий	153,84	76,0	12090,3	0,844	2-4
23	Діетилацетат	130,18	147,6	2092,8	2,124	0,10

## Питома теплота адсорбції вугіллям деяких органічних речовин

Речовина	Формула	Теплота адсорбції	
		кДж/кмоль	кДж/кг
Бензин	-	50 280	628,5
Бензол*	$C_6H_6$	62 590	789,8
Бутіл хлористий	$CH_3(CH_2)_3Cl$	65 360	706,4
Втор-Бутіл хлористий	$CH_3CHClC_2H_5$	60 340	652,4
Трет-Бутіл хлористий	$(CH_3)_3CCl$	56 980	615,9
Діхлорметан	$CH_2Cl_2$	51 960	611,3
Ізопріл хлористий	$CH_3CHClCH_3$	54 890	699,3
Метан	$CH_4$	18 860	1230
Метіл хлористий	$CH_3Cl$	38 550	764,4
Пропіл хлористий	$CH_3(CH_2)_2Cl$	61 170	779,3
Сірковуглець*	$CS_2$	52 380	689,3
Спирт метіловий	$CH_3OH$	54 890	1715
Спирт пропіловий	$C_3H_7OH$	68 20	1145
Спирт етіловий	$C_2H_5OH$	62 850	1366
Вуглець чотирьох-хлористий*	$CCl_4$	64 110	415,2
Хлороформ*	$CHCl_3$	60 760	508,2
Етіл бромистий*	$C_2H_5Br$	58 240	534,6
Етіл йодистий*	$C_2H_5I$	58 660	376,3
Етіл хлористий*	$C_2H_5Cl$	50 280	779,3
Етілформіат*	$HCOOC_2H_5$	60 760	820,8
Ефір діетиловий*	$(C_2H_5)_2O$	64 950	877,8

*Примітка.* Величини теплот адсорбції подані для умов погінання 1 кмоль пари 500 кг вугілля при 0°C.

Значення коефіцієнту “b” в залежності від співвідношення  $Y_k/Y_0$ 

$Y_k/Y_0$	b	$Y_k/Y_0$	b	$Y_k/Y_0$	b
0,005	1,84	0,2	0,63	0,7	-0,27
0,01	1,67	0,3	0,42	0,8	-0,46
0,03	1,35	0,4	0,23	0,9	-0,68
0,05	1,19	0,5	0,09		
0,1	0,94	0,6	-0,10		