

НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ УКРАЇНИ  
«КИЇВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

**Розроблення  
обчислювального  
модулю розрахунку  
апарату**

МЕТОДИЧНІ ВКАЗІВКИ  
ДО ВИКОНАННЯ ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ  
ОСВІТНЬО-КВАЛІФІКАЦІЙНОГО РІВНЯ  
«БАКАЛАВР»

для студентів напряму підготовки  
6.050202 – «Автоматизація та комп'ютерно-  
інтегровані технології»

*Затверджено Вченою радою ХТФ НТУУ «КПІ»*

*Київ – 2014*

*Розроблення обчислювального модулю розрахунку апарату: метод. вказ. до виконання дипломного проекту освітньо-кваліфікаційного рівня «бакалавр» для студ. напряму підготовки 6.050202 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології» [Навчальне електронне видання] / [уклад. Бойко Т. В., Жигір О.М., Бондаренко О.С., Абрамова А.О.]. – К: 2014. – 59 с. Систем. вимоги: Pentium; 256 Mb RAM; Windows 2000, XP, Vista; MS Word 97-2003 – Назва з екрану.*

*Гриф надано Вченою радою ХТФ НТУУ “КПІ”,  
протокол № від . . 2014 р.*

*Навчальне електронне видання*

## **РОЗРОБЛЕННЯ ОБЧИСЛЮВАЛЬНОГО МОДУЛЮ РОЗРАХУНКУ АПАРАТУ**

**Методичні вказівки до виконання дипломного проекту освітньо-кваліфікаційного рівня «бакалавр» для студентів напряму підготовки 6.050202 «Автоматизація та комп'ютерно-інтегровані технології»**

**Укладачі:** Бойко Тетяна Владиславівна, канд. техн. наук, доц.  
Жигір Ольга Миколаївна, канд. фіз.- мат. наук, доц.  
Бондаренко Олена Сергіївна, канд. техн. наук, доц.  
Абрамова Алла Олександрівна, канд. техн. наук, ст. викл.

**Відповідальний редактор:** А. М. Шахновський, канд. техн. наук, доц.

**Рецензент:** Н.М. Толстопалова, канд. техн. наук, доц.

*За редакцією укладачів*

## Зміст

ВСТУП.....	4
1 ПОРЯДОК РОЗРОБЛЕННЯ ОБЧИСЛЮВАЛЬНОГО МОДУЛЮ РОЗРАХУНКУ РОБОТИ АПАРАТУ.....	5
2 ПРИКЛАДИ КОНСТРУКТИВНИХ ТА ПЕРЕВІРОЧНИХ РОЗРАХУНКІВ ...	6
2.1 Розрахунок циклону .....	6
2.1.1. Загальні відомості.....	6
2.1.2 Приклад розрахунку конструктивних параметрів циклону.....	8
2.2 Перевірочний розрахунок процесу охолодження циркуляційного газу ....	16
2.2.1 Загальні відомості.....	16
2.2.2 Приклад розрахунку процесу охолодження циркуляційного газу.....	21
2.3 Перевірочний розрахунок процесу абсорбції парів ацетону з повітря .....	24
2.3.1 Загальні відомості.....	24
2.3.2 Приклад розрахунку процесу поглинання парів ацетону з повітря у насадковій колоні .....	27
2.4 Конструктивний розрахунок тарілчастої ректифікаційної колони .....	28
2.4.1 Загальні відомості.....	28
2.4.2 Приклад розрахунку кількості тарілок в тарілчастій ректифікаційній колоні.....	33
2.5 Конструктивний розрахунок барабанної сушарки.....	41
2.5.1 Загальні відомості.....	41
2.5.2 Приклад розрахунку сушарки безперервної дії .....	43
3 ВИМОГИ ДО ОФОРМЛЕННЯ ТРЕТЬОГО РОЗДІЛУ ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ.....	51
3.1 Технічне завдання на розробку обчислювального модуля .....	52
3.2 Математичне забезпечення процесу.....	52
3.3 Реалізація розрахунку апарату .....	52
3.4 Керівництво користувача програмного продукту.....	53
3.5 Аналіз отриманих результатів.....	53
3.6 Вимоги до оформлення блок-схеми.....	53
СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ.....	58

## ВСТУП

Найголовнішою умовою успіху хімічних виробництв є вибір, а при необхідності і створення високоефективних енергозберігаючих та ресурсозберігаючих технологій. Для цього потребується реалізація цілого комплексу заходів, і одним з найважливіших є використання досить точних методів розрахунку хіміко-технологічних процесів. Це неможливо без використання сучасних комп'ютерно-інтегрованих технологій хімічних виробництв.

Аналіз функціонування і керування хіміко-технологічної системи базується на стратегії системного аналізу, зміст якого полягає в уявленні складної технології як ієрархічної системи, яка взаємодіє із наступним якісним аналізом її структури, розробкою математичного опису хіміко-технологічної системи в цілому і оцінкою невідомих параметрів. Тому, важливим є знання теоретичних основ, методики та процедури побудови математичних моделей типових технологічних процесів хімічних виробництв.

***Мета і завдання виконання автоматизованого розрахунку апарату*** – систематизувати, поглибити та закріпити знання та навички математичного моделювання основних процесів хімічної технології тепло-масообміну з застосуванням законів збереження матерії, енергії, кінетичних та рівноважних характеристик процесів, отримати навички автоматизованого проектування та практично закріпити навички створення програмного забезпечення обчислювального призначення, надбання досвіду аналізу результатів розрахунку, вибору та обґрунтуванні раціональних рішень, оформлення проектних і графічних матеріалів, а також визначення вміння самостійно за типовими методиками проводити аналіз об'єкту.

Ці методичні вказівки містять обов'язкові вимоги до проведення автоматизованого розрахунку апарату, до структури та оформлення

дипломного проекту і мають на меті допомогти студенту організувати свою роботу при виконанні дипломного проекту.

Методичні вказівки розроблені відповідно до Положення про організацію дипломного проектування та державної атестації студентів НТУУ «КПІ».

## 1 ПОРЯДОК РОЗРОБЛЕННЯ ОБЧИСЛЮВАЛЬНОГО МОДУЛЮ РОЗРАХУНКУ РОБОТИ АПАРАТУ

Порядок розроблення обчислювального модулю розрахунку апарату представляє собою наступні етапи:

- а) необхідно створити таблицю вихідних даних, а також таблицю з параметрами, які необхідно розрахувати згідно із завданням, вказати відповідні розмірності;
- б) навести схему апарату, зазначити вхідні та вихідні потоки;
- в) послідовно викласти алгоритм розрахунку із зазначенням відповідних припущень, моделей (вказати початкові, граничні умови);
- г) провести попередні розрахунки згідно із алгоритму (наприклад, в середовищі Mathcad). Обговорити результати з керівником та консультантом. Проаналізувати отримані результати. При необхідності провести коректування матеріального балансу відповідно до розрахункових особливостей роботи апарату;
- д) розробити обчислювальний модуль для автоматизованого розрахунку апарату. Провести тестування обчислювального модуля в присутності керівника та консультанта. Розробити керівництво для користувача програмного продукту;
- ж) зробити висновки щодо отриманих результатів. Аргументувати вибір типового апарату за отриманими результатами (виходячи із нормативних даних).

## 2 ПРИКЛАДИ КОНСТРУКТИВНИХ ТА ПЕРЕВІРОЧНИХ РОЗРАХУНКІВ

### 2.1 Розрахунок циклону

#### 2.1.1. Загальні відомості

Принцип роботи циклону засновано на розділі зважених часток від газового потоку під впливом відцентрових сил. Відцентровий ефект сильніше проявляється у великих часток, тому циклони призначені для грубого механічного очищення викидів від великого й важкого пилу.

Схема циліндричного й конічного циклонів НДІОГАЗа (Науково-дослідного інституту очищення газу) представлені на рис.2.1.

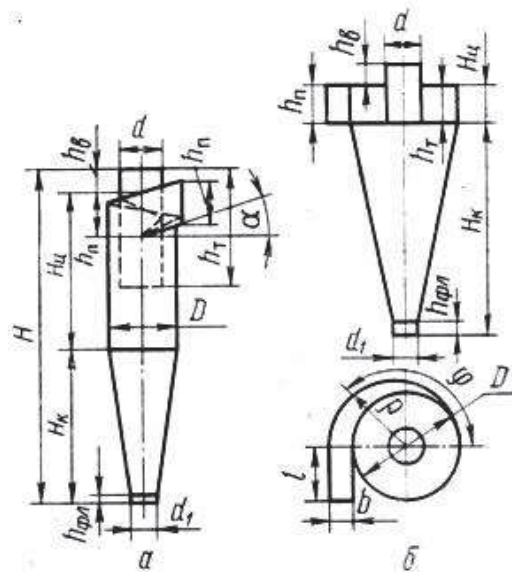


Рис.2.1. Схема а) циліндричного б) конічного циклону НДІОГАЗа:  
 $D$  – внутрішній діаметр циклону;  $H$  – висота циклону;  $h_t$  – висота вихлопної труби;  $H_{ц}$  – висота циліндричної частини;  $H_k$  – висота конуса циклону;  $d$  – внутрішній діаметр вихлопної труби;  $d_1$  – внутрішній діаметр випускного отвору;  $h_n$  – висота вхідного патрубку;  $h_b$  – висота зовнішньої частини вихлопної труби;  $h_{фл}$  – висота установки фланця;  $l$  – довжина вхідного патрубку;  $b$  – ширина вхідного патрубку.

Ефективність очищення циклонами залежить від їхнього діаметра й типу. Ефективність уловлювання часток пилу в циклоні прямо пропорційна швидкості газів у степені й обернено пропорційна діаметру апарата. Доцільно збільшувати ефективність циклону за рахунок зменшення діаметра апарату, а не за рахунок зростання швидкості газів, оскільки збільшення швидкості може привести до віднесення пилу із циклону й різкого збільшення гідравлічного опору. Оптимальне співвідношення  $H/D = 2/3$ .

Для очищення значних кількостей газів циклони обраного діаметра поєднуються у групи по 2, 4, 6, 8, 10, 12 і 14 елементів із загальним бункером. Установки типу ЦН можуть застосовуватися для очищення газів від декількох сотень кубометрів у годину до сотень тисяч м<sup>3</sup>/год. В табл. 2.1 наведено деякі технологічні параметри циклонів.

Таблиця 2.1.

Значення оптимальної швидкості газу у циклоні й дисперсний склад пилу, що уловлюється

Параметр		Циліндричні циклони				Конічні циклони			
		ЦН-11	ЦН-15	ЦН-15у	ЦН-24	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34м	
Оптимальна швидкість $W_{\text{опт}}$ , м/с		3,5	3,5	3,5	4,5	2	1,7	20	
Дисперсний склад пилу	$Lg \sigma$	0,352	0,352	0,283	0,308	0,364	0,308	0,34	
	$d_{50}^T$ , мкм	3,65	4,5	6	8,5	2,31	1,95	1,13	

Примітка. Для циклонів прийнятий наступний ряд внутрішніх діаметрів (мм): 200, 300, 400, 500, 600, 700, 800, 900, 1000, 1200, 1400, 1600, 1800, 2000, 2400, 3000.

Значення  $d_{50}^T$  (діаметр часток, що вловлюються з ефективністю 50% ) у табл. 2.1, відповідають наступним умовам роботи циклонів: середня швидкість газу у циклоні  $w_{opt} = 3,5$  м/с; діаметр циклону  $D^T = 0,6$  м; щільність часток  $\rho = 1930$  кг/м<sup>3</sup>; динамічна в'язкість газу  $\mu^T = 22,2 \cdot 10^{-6}$  Па·с.

Циліндричні циклони призначені для уловлювання сухого пилю, золи й т.д., їхньою особливістю є наявність подовженої циліндричної частини, нахил кришки й вхідного патрубку відповідно під кутом 11°, 15° і 24° і однакове відношення діаметру вихлопної труби до діаметру циклону рівне 0,59. Висота й площа вхідних отворів у циклонах ЦН-15 і ЦН-24 більше, ніж у ЦН-11, в 1,25 і 2,3 рази, а швидкість входу відповідно менше. При рівних діаметрах корпусів й однакових гідравлічних втрат тиску пропускна здатність циклонів ЦН-15 і ЦН-24 більше, ніж ЦН-11. Відповідно ефективність цих циклонів, і особливо ЦН-24, нижче, ніж ЦН-11. Циклон ЦН-15у має вкорочену конічну частину. Його застосовують при обмеженнях по висоті, він має трохи гірші показники, ніж ЦН-15. Конічні циклони (рис.2.1) призначені для очищення газових і повітряних середовищ від часток сажі. Вони відрізняються подовженою конічною частиною, спіральним вхідним патрубком у вигляді равлика й малим відношенням діаметру вихлопної труби до діаметру корпусу циліндра рівним 0,33, 0,34 і 0,40 відповідно. Модернізований спіральсько-конічний циклон СК-ЦН-34М має відношення діаметру вихлопної труби до діаметру корпусу 0,22.

### 2.1.2 Приклад розрахунку конструктивних параметрів циклону

Визначити конструктивні параметри циклону НІДОГАЗ продуктивністю  $Q$ , а також гідравлічний опір (втрати тиску) для поділу двофазної системи "повітря - клінкер" при стандартних умовах.

Задані:

- продуктивність циклону  $Q=1800$  м<sup>3</sup>/год;

- щільність твердої фази у системі  $\rho=2300 \text{ кг/м}^3$  ;
- концентрація пилу  $C= 0,03 \text{ кг/м}^3$  ;
- густина газу при робочих умовах  $\rho_g=0,525 \text{ кг/м}^3$ ;
- в'язкість газу  $\mu= 35 \cdot 10^{-6} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ;
- розмір частинок пилу  $d=23 \text{ мкм}$ ;
- дисперсність пилу  $Lg\sigma_M = 0,501$ .

Моделювання здійснюється за інженерною методикою розрахунку циклонів ЦН із наближеним обчисленням діаметрів часток, що затримуються у апараті. Це пов'язане з тим, що точний розрахунок процесу досить складний через складність аеродинамічних характеристик руху газу у циклоні. Виходячи з вихідних даних (дисперсного складу пилу) знаходимо найближче значення  $Lg\sigma_M$  з табл. 2.1 і по ньому вибираємо тип циклона. Приймаємо найбільше поширений ЦН-15 з наступними параметрами: оптимальна швидкість  $w_{opt}=3,5 \text{ м/с}$ ; дисперсний склад пилу  $Lg\sigma=0,352$ ;  $d_{50}=4,5 \text{ мкм}$ .

Далі проводимо розрахунок, згідно наступного алгоритму:

1. Визначається діаметр циклонів при кількості апаратів, що задається послідовно:

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi \cdot N \cdot w_{opt}}} , \quad (2.1)$$

де  $Q$  – кількість газу, що очищується,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$w_{opt}$  – оптимальна швидкість газу у циклоні,  $\text{м/с}$ ;

$N$  – число циклонів.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 18000}{3.14 \cdot 3600 \cdot 3,5}} = 1,35. \quad (2.2)$$

Отримане значення діаметра округляємо до найближчого типового значення  $D=1400 \text{ мм}$ .

2. По вибраному діаметру обчислюється дійсна швидкість газу ( $\text{м/с}$ ) у циклоні:

$$w = \frac{4Q}{\pi \cdot N \cdot D^2} = 3,25. \quad (2.3)$$

3. Відносне відхилення дійсної швидкості від оптимальної швидкості газу, яка залежить від марки циклону:

$$V = \left| \frac{w - w_{\text{опт}}}{w_{\text{опт}}} \right| \cdot 100\% . \quad (2.4)$$

При  $V > 15\%$  умова допустимості не дотримується, тому необхідно перерахувати діаметр циклону. При  $V < 15\%$  отриманий діаметр можна приймати до установки.

Розбіжність становить:  $\frac{(3,5 - 3,25) \cdot 100}{3,5} = 7,14\%$ , що цілком припустимо.

4. Діаметр часток, що вловлюються при робочих умовах з ефективністю 50 %, знайдемо по формулі:

$$d_{50} = d_{50}^T \cdot \sqrt{\frac{D}{D^T} \cdot \frac{\rho^T}{\rho} \cdot \frac{\mu}{\mu^T} \cdot \frac{w_{\text{онм}}}{w}} , \quad (2.5)$$

де  $d_{50}$  – діаметр часток, що вловлюються з ефективністю 50%;

$d_{50}^T$  – діаметр часток, що вловлюються з ефективністю 50% (для типового циклона  $d_{50}^T = 4,5$  мкм);

$D$  – діаметр циклону, м;

$D^T$  – діаметр типового циклону ( $D^T = 0,6$  м);

$\rho$  – щільність часток, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho^T$  – щільність часток для типового циклону ( $\rho^T = 1930$  кг/м<sup>3</sup>);

$\mu$  – в'язкість газу, Н·с/м<sup>2</sup>, ( $\mu^T = 35 \cdot 10^{-6}$  Н·с/м<sup>2</sup>);

$\mu^T$  – в'язкість газу для типового циклону ( $\mu^T = 22,2 \cdot 10^{-6}$  Н·с/м<sup>2</sup>);

$w$  – дійсна швидкість газу, м/с, ( $w_{\text{онм}} = 3,25$  м/с);

$w_{\text{онм}}$  – оптимальна швидкість газу для типового циклону ( $w_{\text{онм}} = 3,5$  м/с).

$$d_{50} = 4,5 \sqrt{\frac{1400 \cdot 1930 \cdot 35 \cdot 10^{-6} \cdot 3,5}{600 \cdot 2300 \cdot 22,2 \cdot 10^{-6} \cdot 3,25}} = 8,2 . \quad (2.6)$$

5. Розрахуємо параметр  $X$  для наступного обчислення ступеня ефективності  $Nu$  очищення газу:

$$X = \frac{\lg \frac{d}{d_{50}}}{\sqrt{\lg^2 \sigma + \lg^2 \sigma_m}}, \quad (2.7)$$

$$X = \frac{\lg \frac{23}{8,2}}{\sqrt{0,352^2 + 0,501^2}} = 0,73.$$

6. Ступінь ефективності очищення газу:

$$Nu = 0.5 \cdot (1 + \Phi(X)), \quad (2.8)$$

де  $\Phi(X)$  – табличне значення функції Лапласа при певному значенні аргументу  $X$ , також може бути знайдене через співвідношення:

$$\Phi(X) = \frac{2}{\sqrt{2 \cdot \pi}} \int_0^x e^{-\frac{x^2}{2}} dx. \quad (2.9)$$

Цьому значенню  $x$  відповідає коефіцієнт ефективності обраного циклона  $Nu = 75 \%$ .

З метою підвищення ефективності очищення газу використовуємо групу із двох циклонів ЦН-15, розташованих в одній площині. При повторному розрахунку одержимо діаметр циклонів  $D = 900$  мм; дійсну швидкість газу в циклоні  $w = 3,93$  м/с; діаметр часток  $d_{50} = 5,98$  мкм і допоміжний параметр  $x = 0,955$ . При цьому ступінь очищення  $Nu = 83 \%$ , що задовольняє технологічним умовам.

7. Для розрахунку втрат тиску у циклоні знайдемо значення коефіцієнта його гідравлічного опору

$$\zeta = K_1 \cdot K_2 \cdot \zeta_{500} + K_3, \quad (2.10)$$

де  $K_1$  – поправочний коефіцієнт на діаметр циклону (табл.2.2);

$K_2$  – поправочний коефіцієнт на запиленість газу (табл.2.3);

$\zeta_{500}$  – коефіцієнт гідравлічного опору одиночного циклону діаметром 500мм (табл. 2.4);

$K_3$  – коефіцієнт, що враховує додаткові втрати тиску, пов'язані з компонуванням циклонів у групу (табл. 2.5). Для одиночного циклону  $K_3 = 0$ .

Таблиця 2.2.

Коефіцієнт  $K_1$ , який враховує діаметр циклону [4, 5]

$D$ , мм	ЦН-11	ЦН-15, ЦН-15у, ЦН-24	СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34м
150	0,94	0,85	1
200	0,95	0,9	1
300	0,96	0,93	1
450	0,99	1	1
$\geq 500$	1	1	1

Таблиця 2.3.

Поправочний коефіцієнт  $K_2$  на запиленість газу [4, 5]

Марка циклона	Запиленість $C \cdot 10^3$ кг/м <sup>3</sup>					
	10	20	40	80	120	130
ЦН-11	0,96	0,94	0,92	0,9	0,87	0,85
ЦН-15	0,93	0,92	0,91	0,9	0,87	0,86
ЦН-15у	0,93	0,92	0,91	0,89	0,88	0,87
ЦН-24	0,95	0,93	0,92	0,9	0,87	0,86
СДК-ЦН-33	0,81	0,785	0,78	0,77	0,76	0,745
СК-ЦН-34	0,98	0,947	0,93	0,915	0,91	0,90
СК-ЦН-34М	0,99	0,97	0,95	-	-	-

*Примітка.* При відсутності запиленості для всіх типів циклонів  $K_2 = 1$ .

Таблиця 2.4.

## Коефіцієнти гідравлічного опору циклонів [4, 5]

Марка циклона	$d/D$	без додаткових пристроїв		з вихідним равликом	з відводом $900 R/d = 1,5$	
		$\zeta_{500}^c$	$\zeta_{500}^{am}$		$\zeta_{500}^c$	$l/d = 0,12$ $\zeta_{500}^c$
ЦН-11	0,59	245	250	235	245	250
ЦН-15	–	155	163	150	155	160
ЦН-15у	–	165	170	158	165	170
ЦН-24	–	75	80	73	15	80
СДК-ЦН-33	0,33	520	600	500	–	560
СК-ЦН-34	0,34	1050	1150	–	–	–
СК-ЦН-34М	0,22	-	2800	–	–	–

Примітка.  $\zeta_{500}^c$  - циклон працює в гідравлічній мережі,  $\zeta_{500}^{am}$  - циклон працює на викидання газу в атмосферу.

Таблиця 2.5.

Значення коефіцієнта  $K_3$ , враховуючи компоновання циклонів ЦН

Компоновання циклонів	$K_3$
Кругове компоновання, нижнє організоване підведення	60
Прямокутне компоновання, циклонні елементи розташовані в одній площині	35
Відведення чистого газу із загальної камери	28
Равликове відведення із циклонних елементів	60

При  $K_1 = 1$  (табл. 2.2);  $K_2 = 0,915$  (табл. 2.3);  $\zeta_{500} = 163$  (табл. 2.4) и  $K_3 = 35$  (табл. 2.5) значення коефіцієнта гідравлічного опору:  $\zeta = 1 \cdot 0,915 \cdot 163 + 35 = 184$

8. Гідравлічний опір циклону:

$$\Delta P = \frac{\zeta \cdot \rho_g \cdot w^2}{2}, \quad (2.11)$$

де  $\rho_g$  – густина газу при робочих умовах, кг/м<sup>3</sup>.

$$\Delta P = \frac{184 \cdot 0.525 \cdot 3.93^2}{2} = 746, \quad (2.12)$$

що цілком припустимо.

9. Конструктивні розміри циклону (рис. 2.1) визначають відповідно до діаметра  $D$  обраного циклону:

$$x = k \cdot D, \quad (2.13)$$

де  $x$  – параметр циклону, що розраховується;

$k$  – коефіцієнт пропорційності (табл. 2.6 і табл.2.7).

Для всіх циклонів бункери виконуються циліндричної форми діаметром  $D_b$ , рівним  $1,5D$  для циліндричних і  $(1, 1-1,2) D$  для конічних циклонів. Висота циліндричної частини бункеру становить  $0,8D$ , днище бункеру виконується з кутом  $60^\circ$  між стінками, вихідний отвір бункеру має діаметр 250 або 500 мм.

Таблиця 2.6.

Співвідношення розмірів (у частках внутрішнього діаметру) для циклонів ЦН-11, ЦН-15, ЦН-15в, ЦН-24 [4, 5]

Геометричний розмір	Тип циклона			
	ЦН-15	ЦН-15У	ЦН-24	ЦН-11
1	2	3	4	5
Кут нахилу кришки й вхідного патрубку циклону $\alpha$ , град	15	15	24	11
Висота вхідного патрубку, $h_n$	0,66	0,66	1,11	0,48

Висота вихлопної труби, $h_m$	1,74	1,5	2,11	1,56
Висота циліндричної частини циклону, $H_{\text{ц}}$	2,26	1,51	2,11	2,06

Продовження табл.2.6

1	2	3	4	5
Висота конусу циклону, $H_k$	2,0	1,50	1,75	2,0
Загальна висота циклону, $H$	4,56	3,31	4,26	4,38
Висота зовнішньої частини вихлопної труби, $h_v$	0,3	0,3	0,4	0,3
Внутрішній діаметр вихлопної труби, $d$	0,59 для усіх типів			
Внутрішній діаметр пилевипускного отвору, $d_1$	0,3-0,4* усіх типів			
Ширина вхідного патрубку в циклоні, $b$	0,2 усіх типів			
Ширина вхідного патрубку на вході	0,26 усіх типів			
Довжина вхідного патрубку, $l$	0,6 усіх типів			
Висота фланця, $h_{\text{фл}}$	0,1 усіх типів			

Примітка: більший розмір приймається при малих  $D$  і великій запиленості

Таблиця 2.7.

Співвідношення розмірів (у частках діаметра  $D$ ) для циклонів СДК-ЦН-33, СК-ЦН-34, СК-ЦН-34М

Геометричний розмір	Тип циклона		
	СДК-ЦН-33	СК-ЦН-34	СК-ЦН-34М
1	2	3	4
Внутрішній діаметр циліндричної частини, $D$	До 3500 мм		До 4000 мм

Висота циліндричної частини, $H_c$ , висота заглиблення вихлопної труби $h_m$	0,535	0,515	0,4
---	-------	-------	-----

Продовження табл. 2.7

1	2	3	4
Висота конічної частини, $H_k$	3,0	2,11	2,6
Внутрішній діаметр вихлопної труби, $d$	0,334	0,340	0,22
Внутрішній діаметр пилевипускного отвору, $d_1$	0,334	0,229	0,18
Ширина вхідного патрубку, $b$	0,264	0,214	0,18
Висота зовнішньої частини вихлопної труби, $h_v$	0,2-0,3	0,515	0,3
Висота установки фланця, $h_{фл}$	0,1	0,1	0,1
Висота вхідного патрубку, $h_{п}$	0,535	0,2-0,3	0,4
Довжина вхідного патрубку, $l$	0,6	0,6	0,6
Поточний радіус равлика, $p$	$D/2+b\phi/2\pi$	$D/2+b\phi/\pi$	$D/2+b\phi/\pi$

## 2.2 Перевірочний розрахунок процесу охолодження циркуляційного газу в теплообмінному апараті

### 2.2.1 Загальні відомості

Для передачі тепла від одного середовища до іншого використовують теплообмінні апарати (ТОА). ТОА знаходять застосування у багатьох технологічних процесах нафтоперероблювальної, нафтохімічної, хімічної,

газової промисловості та інших сферах промисловості, в енергетиці та комунальному господарстві.

По способу передачі тепла теплообмінні апарати ділять на поверхневі і сумішеві. В поверхневих апаратах робоче середовище обмінюється теплом через стінки з теплопровідного матеріалу, а в сумішевих апаратах тепло передається при безпосередньому змішуванні робочих середовищ. Сумішеві теплообмінники по конструкції простіші поверхневих, тепло в них використовується повніше. Але вони придатні лише в тих випадках, коли за технологічними умовами виробництва припустиме змішування робочих середовищ. Зупинимося на поверхневих апаратах. Для ТОА з інтенсивним перемішуванням теплоносіїв (рис.2.2) гідродинаміку потоку описують моделлю ідеального перемішування [10, 11].

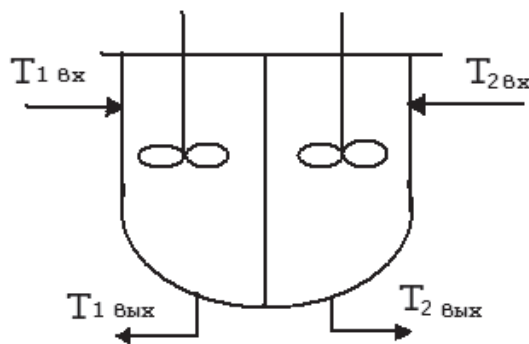


Рис 2.2. Схема ТОА з інтенсивним перемішуванням теплоносіїв

Середовища в теплообміннику рухаються в режимі ідеального перемішування (відповідний потік рівномірно розподіляється по усьому об'єму, що займає теплоносій), питомі теплоємності, густина теплоносіїв та стінки в області робочих температур постійні, коефіцієнти тепловіддачі постійні по всій поверхні теплообміну і не залежать від об'ємних витрат теплоносіїв, температура стінки, що розділяє теплоносії постійна по товщині стінки, втрати тепла у навколишній простір не враховуються, математичну модель нестационарного режиму процесу теплообміну безперервної дії можна представити у вигляді (2.14):

$$\begin{cases} V_1 \rho_1 c_1 \frac{dT_1}{dt} = v_1 \rho_1 c_1 (T_{1ex} - T_1) + F \alpha_1 (T_{cm} - T_1) \\ V_2 \rho_2 c_2 \frac{dT_2}{dt} = v_2 \rho_2 c_2 (T_{2ex} - T_2) + F \alpha_2 (T_{cm} - T_2) \\ V_{cm} \rho_{cm} c_{cm} \frac{dT_{cm}}{dt} = F \alpha_1 (T_1 - T_{cm}) + F \alpha_2 (T_2 - T_{cm}) \end{cases}, \quad (2.14)$$

*Початкові умови:*

$$T_1(t=0) = T_{1н}, \quad T_2(t=0) = T_{2н}$$

де  $T_1$  та  $T_2$  – температури гарячого та холодного теплоносіїв відповідно, °С;

$T_{ст}$  – температура стінки, що відокремлює теплоносії, °С;

$v_1, v_2$  – об'ємні швидкості відповідних потоків, м<sup>3</sup>/год;

$\alpha_1, \alpha_2$  – коефіцієнти тепловіддачі з боку відповідних теплоносіїв, Дж/(м<sup>2</sup>·год·°С);

$c_1, c_2$  – теплоємності відповідних теплоносіїв, Дж/(кг·°С);

$c_{ст}$  – теплоємність стінки, Дж/(кг·°С);

$\rho_1, \rho_2$  – густина відповідних теплоносіїв, кг/м<sup>3</sup>;

$\rho_{ст}$  – густина стінки, кг/м<sup>3</sup>;

$F$  – поверхня теплообміну, м<sup>2</sup>;

$V_1, V_2$  – об'єми, що займають відповідні теплоносії, м<sup>3</sup>;

$V_{ст}$  – об'єм стінки, м<sup>3</sup>;

$t$  – координата часу, год.

Без врахування накопичення тепла в стінках апарату (це справедливо, коли теплоємність стінок мала й досить велика інтенсивність теплообміну, великий коефіцієнт теплопередачі):

$$\begin{cases} \frac{V_1}{v_1} \cdot \frac{dT_1}{dt} = (T_{1ex} - T_1) + \frac{KF}{v_1 \rho_1 c_1} (T_2 - T_1) \\ \frac{V_2}{v_2} \cdot \frac{dT_2}{dt} = (T_{2ex} - T_2) + \frac{KF}{v_2 \rho_2 c_2} (T_1 - T_2) \end{cases}, \quad (2.15)$$

*Початкові умови:*

$$T_1(t=0) = T_{1н}, \quad T_2(t=0) = T_{2н}$$

$K$  – коефіцієнт теплопередачі, Дж/(м<sup>2</sup>·год·°С).

Умова високої інтенсивності теплообміну виконується не завжди. Так, якщо одним з теплоносіїв є газ, значення коефіцієнту теплопередачі – невелике, і нагромадження теплоти в стінках апарату значно впливає на динаміку процесу теплопередачі. У випадку, коли гідродинаміку одного потоку описують моделлю ідеального перемішування, а іншого моделлю ідеального витіснення, математичну модель нестационарного режиму процесу теплообміну можна представити як:

$$\begin{cases} \frac{V_1}{v_1} \frac{dT_1}{dt} = (T_{1ex} - T_1) + \frac{\alpha_1 F}{v_1 \rho_1 c_1} (T_{cm} - T_1) \\ \frac{S_2 L}{v_2} \frac{\partial T_2}{\partial t} = -L \frac{\partial T_2}{\partial l} + \frac{\alpha_2 F}{v_2 \rho_2 c_2} (T_{cm} - T_2) \\ V_{cm} \rho_{cm} c_{cm} \frac{dT_{cm}}{dt} = F \alpha_1 (T_1 - T_{cm}) + F \alpha_2 (T_2 - T_{cm}) \end{cases}, \quad (2.16)$$

Початкові умови:

$$T_1(t=0) = T_{1н}, \quad T_2(t=0) = T_{2н}$$

Граничні умови:

$$T_2|_{l=0} = T_{2ex}$$

Таке припущення можна приймати в ТОА з конденсацією або кипінням одного з теплоносіїв, а також, якщо швидкість потоку одного з теплоносіїв значно більша за іншого, або, якщо теплоємність одного з теплоносіїв значно відрізняється від теплоємності іншого [10, 11].

Математичну модель нестационарного режиму процесу теплообміну в теплообмінних апаратах типу “труба в трубі”, де середовища рухаються в рівнобіжних напрямках, процес зміни температури відбувається як в часі, так і по довжині апарату для обох теплоносіїв, можна представити як:

$$\begin{cases} S_1 c_1 \frac{\partial T_1}{\partial t} = -v_1 c_1 \frac{\partial T_1}{\partial l} + \frac{F}{L} \alpha_1 (T_{cm} - T_1) \\ S_2 c_2 \frac{\partial T_2}{\partial t} = \mp v_2 c_2 \frac{\partial T_2}{\partial l} + \frac{F}{L} \alpha_2 (T_{cm} - T_2) \\ S_{cm} \rho_{cm} c_{cm} \frac{\partial T_{cm}}{\partial t} = \frac{F}{L} \alpha_1 (T_1 - T_{cm}) + \frac{F}{L} \alpha_2 (T_2 - T_{cm}) \end{cases}, \quad (2.17)$$

Початкові умови:

$$T_1(t=0, l) = T_{1н}, \quad T_2(t=0, l) = T_{2н}$$

Граничні умови:

прямотечія:

$$T_1(t, l=0) = T_{1вх}, \quad T_2(t, l=0) = T_{2вх},$$

протитечія:

$$T_1(t, l=0) = T_{1вх}, \quad T_2(t, l=L) = T_{2вх},$$

де «-» – прямотечія, «+» – протитечія,

$S_1, S_2$  – площі поперечних перетинів, просторів, що займають теплоносії, м<sup>2</sup>;

$S_{ст}$  – площа поперечного перетину стінки, яка розділяє теплоносії, м<sup>2</sup>;

$L$  – довжина апарату, м;

$l$  – координата довжини, м.

У випадку перехресного руху напрямки течії теплоносіїв перехресуються під прямим або яким-небудь іншим кутом (крім, зрозуміло, кутів, коли рух стає рівнобіжним).

Прикладом конструктивної організації перехресного струму може бути випадок, коли один теплоносій тече усередині пучка рівнобіжних труб, а інший – зовні в поперечному напрямку. Перехресний струм може бути організований також у пластинчастих теплообмінниках. Математичну модель нестационарного режиму процесу теплообміну таких теплообмінних апаратів можна представити як:

$$\begin{cases} S_1 c_1 \frac{\partial T_1}{\partial t} = -v_1 c_1 \frac{\partial T_1}{\partial x} + \frac{F}{L} \alpha_1 (T_{cm} - T_1) \\ S_2 c_2 \frac{\partial T_2}{\partial t} = -v_2 c_2 \left( \frac{\partial T_2}{\partial x} \cos \varphi + \frac{\partial T_2}{\partial y} \sin \varphi \right) + \frac{F}{L} \alpha_2 (T_{cm} - T_2) \\ S_{cm} \rho_{cm} c_{cm} \frac{\partial T_{cm}}{\partial t} = \frac{F}{L} \alpha_1 (T_1 - T_{cm}) + \frac{F}{L} \alpha_2 (T_2 - T_{cm}) \end{cases}, \quad (2.18)$$

Початкові умови:

$$T_1(t=0) = T_{1н}, \quad T_2(t=0) = T_{2н}$$

Нехай вісь  $x$  спрямована уздовж напрямку руху  $T_1$ .

Граничні умови:

$$T_1(x=0, y) = T_{1вх},$$

Наприклад, при  $\varphi=90^\circ$ , граничні умови:

$$T_1(x=0, y) = T_{1вх},$$

$$T_2(x, y=0) = T_{2вх}.$$

У випадку встановлених температурних режимів (статистика) ліва частина рівнянь дорівнює нулю. На основі рівнянь статики можна провести проектні або перевіірочні розрахунки.

### 2.2.2 Приклад розрахунку процесу охолодження циркуляційного газу

Провести перевіірочний розрахунок процесу охолодження циркуляційного газу, що супроводжується частковою конденсацією аміаку, в теплообміннику-конденсаторі типу «труба в трубі». Визначити температури циркуляційного газу та охолоджуючої води, а також вміст газоподібного аміаку в циркуляційному газі на виході з ТОА.

За умов, що циркуляційний газ надходить до ТОА при температурі конденсації, визначити рівноважний вміст (% об.) газоподібного аміаку в

циркуляційному газі при заданих умовах (температурі та тиску) можна з застосуванням емпіричного рівняння:

$$\lg c = 4,1856 + \frac{5,9879}{\sqrt{p}} - \frac{1099,544}{T}, \quad (2.19)$$

де  $p$  – тиск, атм.;

$T$  – температура циркуляційного газу, К.

Зміна вмісту аміаку в циркуляційному газі при охолодженні в заданих умовах незначна, це дозволяє застосувати наступні припущення:

- 1) середовища в теплообміннику рухаються в режимі ідеального витиснення, змішування в напрямку перпендикулярному напрямку руху – повне, тому швидкість і температура в будь-якій площині, перпендикулярної напрямку руху, усереднюються;
- 2) питомі теплоємності і щільності теплоносіїв в області робочих температур постійні;
- 3) коефіцієнт теплопередачі постійний по всій поверхні теплообміну і не залежить від об'ємних витрат теплоносіїв;
- 4) теплоємність стінки будемо вважати незначною у порівнянні з теплоємністю теплоносіїв. Це припущення дозволяє нехтувати накопиченням тепла в стінках апарату. Крім того, припустимо, що при зміні температур робочих середовищ, тепловий потік крізь стінку встановлюється миттєво;
- 5) втрати тепла у навколишній простір не враховуються,

Тоді, математична модель процесу:

$$\begin{cases} -v_1 c_{p1} \frac{dT_1}{dl} + \frac{F}{L} K(T_2 - T_1) = 0 \\ \mp v_2 c_{p2} \frac{dT_2}{dl} + \frac{F}{L} K(T_1 - T_2) = 0 \\ \lg c = 4,1856 + \frac{5,9879}{\sqrt{p}} - \frac{1099,544}{T_1} \end{cases}, \quad (2.20)$$

прямотечія:

$$T_1 (l = 0) = T_{1\text{вх}},$$

протитечія:

$$T_1 (l = 0) = T_{1\text{вх}},$$

$$T_2(l=0) = T_{2\text{вх}}, \quad T_2(l=L) = T_{2\text{вх}},$$

де «-» – прямотечія, «+» – протитечія.

У випадку прямогоку:

Розрахунок моделі у середовищі Mathcad.

Given

$$T_1(0) = T_{1\text{вх}}, C(0) = C_{\text{вх}} \quad T_2(0) = T_{2\text{вх}}$$

$$\frac{\pi \cdot D \cdot K \cdot (T_2(l) - T_1(l))}{c_1 \cdot v_1} = T_1'(l)$$

$$\frac{\pi \cdot D \cdot K \cdot (T_1(l) - T_2(l))}{c_2 \cdot v_2} = T_2'(l)$$

$$\begin{pmatrix} T_1 \\ T_2 \\ C \end{pmatrix} := \text{Odesolve} \left[ \begin{pmatrix} T_1 \\ T_2 \\ C \end{pmatrix}, 1, 9 \right]$$

$$C(l) = 10 \cdot 4.1856 - \frac{1099.544}{273 + T_1(l)} + \frac{5.987889}{\sqrt{p}}$$

$$l := 0, 0.1..9$$

l =	T1(l) =	T2(l) =	C(l) =
0	63	18	18.4
0.1	62.6	18.3	18.2
0.2	62.2	18.5	18.1
0.3	61.8	18.7	17.9
0.4	61.4	19	17.7
0.5	61	19.2	17.6
0.6	60.6	19.5	17.4
0.7	60.2	19.7	17.3
0.8	59.8	19.9	17.1
0.9	59.5	20.1	17
1	59.1	20.4	16.8

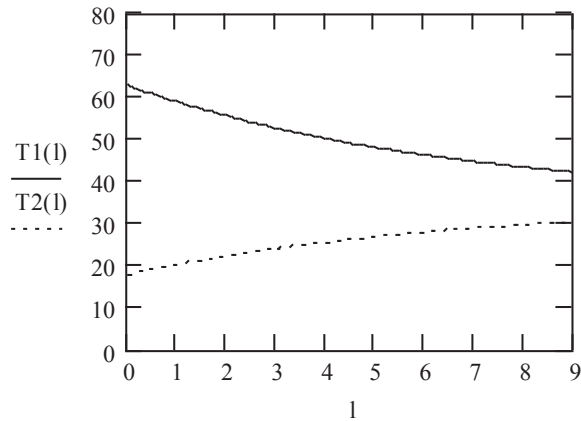


Рис. 2.3. Розподіл температур (°C) циркуляційного газу та охолоджуючої води по довжині апарату

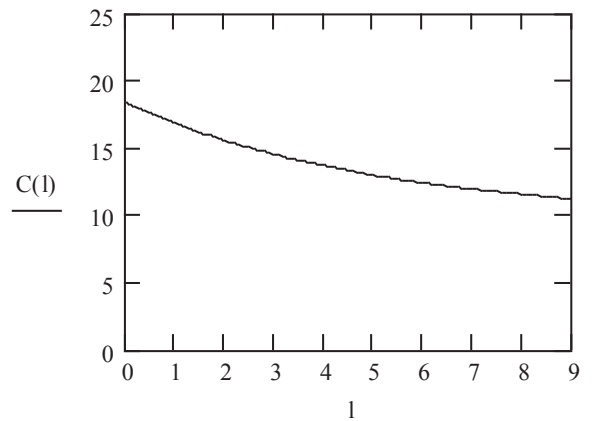


Рис. 2.4. Розподіл вмісту (% об.) газоподібного аміаку по довжині апарату

Таким чином, при даних конструктивних параметрах ТОА вміст газоподібного аміаку на виході з апарату становить 11 % об., а температури циркуляційного газу та охолоджуючої води 42 °C та 30 °C відповідно, що відповідає технологічним нормам процесу.

## 2.3 Перевірочний розрахунок процесу абсорбції парів ацетону з повітря

### 2.3.1 Загальні відомості

У хімічній промисловості абсорбційні процеси застосовуються: у разі одержання готового продукту, наприклад, у виробництві деяких кислот (поглинання окислів азоту розведеною азотною кислотою й ін.); у разі уловлювання коштовних компонентів або видалення шкідливих домішок із газів (поглинання ацетилену ацетоном при тонкому очищенні етилену й ін.).

Виходячи з блокового принципу складання математичних моделей опис процесу абсорбції повинний включати: опис фазової рівноваги в системі газ-рідина, кінетику протікання процесу, опис структури потоків фаз в апараті.

При даній температурі й тиску в стані рівноваги будь-якої концентрації речовини, що розподіляється, в одній фазі відповідає рівноважна їй концентрація цієї речовини в іншій фазі:

$$y_p = f(x), \quad (2.21)$$

де  $x$  – вміст речовини, що розподіляється, в одній фазі;

$y_p$  – рівноважна їй концентрація цієї речовини в іншій фазі.

Для малих концентрацій розчину як основний закон, що характеризує рівновагу в системі газ-рідина, справедливий закон Генрі, відповідно до якого:

$$y_p = K_r \cdot x, \quad (2.22)$$

де  $y_p$  – концентрація компонента в газовій фазі, рівноважної з рідиною;

$x$  – концентрація компонента в рідкій фазі;

$K_r$  – стала величина при заданій температурі і тиску.

Що стосується кінетики процесу: при відсутності рівноваги між фазами відбувається перенос речовини з однієї фази в іншу, відповідно до рівняння масопередачі:

$$dM = K \cdot (y - y_p) \cdot dF \cdot dt, \quad (2.23)$$

де  $dM$  – кількість речовини, що перейшло, з однієї фази в іншу через міжфазну поверхню  $dF$  за час  $dt$ , кг;

$K$  – коефіцієнт масопередачі, кг/(м<sup>2</sup>·с·од.конц.).

У більшості випадків абсорбцію проводять у насадкових, тарілчастих або поличних апаратах колонного типу. Для опису структури потоків процесу, що протікає в таких абсорберах використовують моделі ідеального витиснення, коміркову, дифузійну і комбіновану. При моделюванні процесу в насадковій колоні найбільше поширення одержала модель ідеального витиснення.

З урахуванням того, що:

- газ і поглинач не взаємодіють один з одним;

- потоки рідини і газу рухаються назустріч один одному у поршневному режимі;
- масові витрати і швидкості відповідних потоків постійні;
- в процесі абсорбції в абсорбційній установці підтримується ізотермічний режим.

Математичну модель статичного процесу абсорбції в насадковій колоні (рис.2.5) можна представити як:

$$\begin{cases} Ldx + K(y - y_p)Sdl = 0 \\ -Gdy - K(y - y_p)Sdl = 0 \end{cases} \quad , \quad (2.24)$$

$$y_p = f(x),$$

$$y(l=0) = y_{вх}, \quad x(l=0) = x_{вих} \quad ,$$

де  $L, G$  – масові витрати газу та рідини відповідно, кг/с;

$l$  – висота шару насадки, м;

$K$  – об'ємний коефіцієнт масопередачі, кг/(с·м<sup>3</sup>);

$S$  – площа поперечного перетину ( $\pi \cdot D^2/4$ ), м<sup>2</sup>;

$D$  – внутрішній діаметр колони, м;

$x$  – концентрація компонента в рідині, кг/кг;

$y$  – концентрація компонента в газі, кг/кг;

$y_p$  – концентрація компонента в газовій фазі, рівноважної з рідиною, кг/кг.

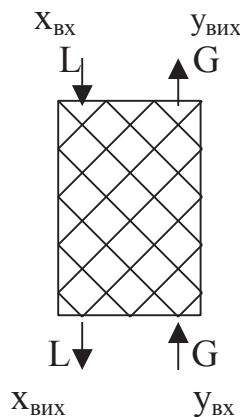


Рис.2.5. Схема насадкового абсорбера

### 2.3.2 Приклад розрахунку процесу поглинання парів ацетону з повітря у насадковій колоні

Виконати перевірочний розрахунок процесу поглинання парів ацетону з повітря у насадковій колоні. Для поглинання парів ацетону з повітря насадкова колона зрошується водою. Рівняння лінії рівноваги при розчиненні ацетону у воді:  $y_p = 1,68 \cdot x$ . Визначити вміст ацетону у повітрі і воді на виході з колони.

Виконуючи послідовний підбір  $x(0)$ , встановлюємо розподіл вмісту ацетону у повітрі та воді по довжині колони.

Вирішення моделі у Mathcad.

Given

$$yp(0) = 1.68x_{vih} \quad y(0) = y_{vh} \quad x(0) = x_{vih}$$

$$yp(l) = 1.68x(l)$$

$$\frac{d}{dl}x(l) = \frac{-K \cdot (y(l) - yp(l)) \cdot S}{L}$$

$$\frac{d}{dl}y(l) = \frac{-K \cdot (y(l) - yp(l)) \cdot S}{G}$$

$$\begin{pmatrix} x \\ y \\ yp \end{pmatrix} := \text{Odesolve} \left[ \begin{pmatrix} x \\ y \\ yp \end{pmatrix}, l, H \right]$$

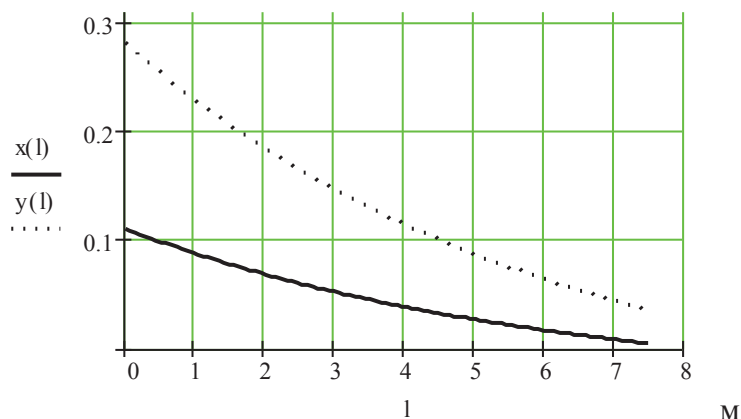


Рис. 2.6. Профілі концентрацій по висоті колони

Таким чином, вміст ацетону у повітрі та воді на виході з колони становить 0.03 кг/кг повітря та 0.11 кг/кг водного розчину відповідно, що узгоджується з результатами розрахунку матеріального балансу.

При моделюванні процесу абсорбції в тарілчастій колоні можна скористатися комірковою моделлю. З урахуванням того, що:

- газ і поглинач не взаємодіють один з одним,
- гідродинаміка потоків описується комірковою моделлю, згідно з якою відбувається ідеальне перемішування в межах комірки і відсутнє перемішування між комірками,
- масові витрати і швидкості відповідних потоків постійні,
- в процесі абсорбції в абсорбційній установці підтримується ізотермічний режим.

Математичну модель статички процесу абсорбції у  $i$ -й комірці можна представити як:

$$\begin{cases} -Lx_i + Lx_{i+1} + K(y_i - y_{pi})S_T = 0 \\ Gy_{i-1} - Gy_i - K(y_i - y_{pi})S_T = 0 \end{cases}, \quad (2.25)$$

$$y_{pi} = f(x_i),$$

де  $K$  – коефіцієнт масопередачі, кг/(год·м<sup>2</sup>);

$S_T$  – робоча площа тарілки, м<sup>2</sup>;

$x$  – концентрація цільового компонента в рідині на вході на  $i$ -ту тарілку, кг/кг;

$y$  – концентрація компонента в газі, кг/кг;

$y_p$  – концентрація компонента в газовій фазі, рівноважної з рідиною, кг/кг.

## 2.4 Конструктивний розрахунок тарілчастої ректифікаційної колони

### 2.4.1 Загальні відомості

Процес ректифікації застосовується для розподілу рідких сумішей на практично чисті компоненти або фракції, що мають різні температури кипіння

при однаковому тиску. При контакті пару, що піднімається у колоні, зі стікаючою вниз рідиною відбувається часткова конденсація пару і частковий випар рідини. При цьому з пару конденсуються переважно висококиплячий компонент (ВКК), а з рідини випаровується переважно низькокиплячий компонент (НКК). Таким чином, рідина, що стікає збагачується висококиплячим компонентом, а пари збагачуються низькокиплячим компонентом. Зверху колони виходять пари, що вміщують майже один низькокиплячий компонент, і при їх конденсації утворюється дистилат. Частина дистилату надходить у верхню частину колони на зрошення і називається флегмою. З нижньої частини колони витікає рідина, що складається в основному з висококиплячих компонентів, її називають кубовим залишком.

Корпус стандартизованих колонних апаратів виготовляється у двох виконаннях. Корпус, що збирається з окремих царг із фланцевими з'єднаннями, розрахований на тиск 1.6 МПа. Технічні характеристики окремих царг наведені у таблиці 2.8.

Таблиця 2.8.

Характеристики окремих царг колонних апаратів

Діаметр колони $D$ , мм	Висота царги $H_{ц}$ , мм	Відстань між тарілками $H_{т}$ , мм	Кількість тарілок у царгі
400	1200	200	6
500	1200	300	4
600	1200	400	3
800	1500	500	3
1000	1500	500	3

Корпус розрахований на тиск до 4 МПа, мають колонні апарати діаметром більше 1000 мм з інтервалом зміни діаметру через 200 мм. Відстань між тарілками в залежності від їх типів може змінюватись від 300 до 1000 мм.

До теперішнього часу не вироблено узагальнених та достатньо об'єктивних критеріїв вибору типу тарілки для ведення того чи іншого процесу. Вагому роль в цьому відіграють існуючі в організаціях-постачальниках традиції, що спираються на багатолітній досвід надійної експлуатації розроблювальної ними апаратури.

Тарілки з капсульними ковпачками отримали найбільш широке розповсюдження дякуючи своїй універсальності та більш високій експлуатаційній надійності; вони достатньо ефективні, але металоємні та складні у монтажі. Тарілки, що збираються з S-подібних елементів, встановлюються переважно у колонах великих діаметрів. Їх продуктивність на 20-30% вище, ніж у капсульних. Клапальні тарілки порівнюючи із ковпачковими мають більшу ефективність та на 20-40% більшу продуктивність, їх застосовують при обробці рідин, що не мають смолоутворюючу, полімеризуючу властивості, для запобігання прилипання клапану до тарілки. Сітчасті тарілки мають достатньо високу ефективність, низький опір та малу металоємність. Вони застосовуються переважно в колонах для обробки чистих рідин при атмосферному тиску та вакуумі. Решітчасті тарілки провального типу мають продуктивність у 1,5-2 рази більшу, ніж ковпачкові. Їх ефективність достатньо висока, але у вузькому діапазоні робочих швидкостей. Ці тарілки рекомендуються застосовувати при великих навантаженнях колони по рідині.

Схема тарілчастого ректифікаційного апарату представлено на рис.2.7.

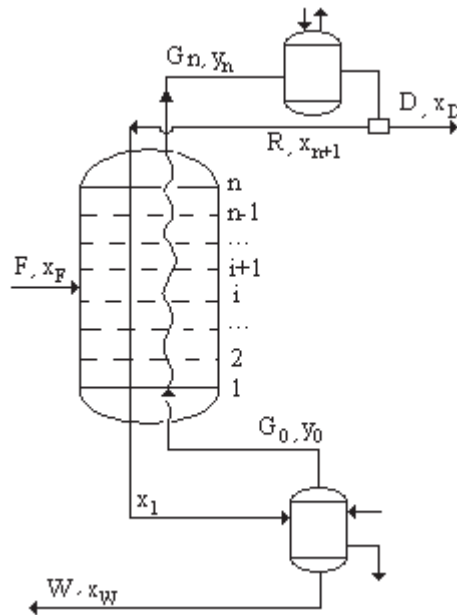


Рис. 2.7. Схема тарілчастого ректифікаційного апарату

Умовні позначення:

$F, D, W, R$  – витрати рідини, дистилляту, кубового залишку та флегми відповідно, кмоль/год;

$x_f, x_d, x_w$  – концентрації НКК у рідині, дистилляті та кубовому залишку відповідно, (кмоль НКК)/(кмоль рідини);

$G_i$  – витрати пари, що покидає  $i$ -у тарілку, кмоль/год;

$y_i, x_i$  – концентрації НКК у парі та рідині що покидають  $i$ -у тарілку, (кмоль НКК)/кмоль;

$n$  – кількість тарілок.

Тарілчастий ректифікаційний апарат складається з: тарілок колон, дефлегматора і куба випарника. У зв'язку з цим математична модель процесів в такому апараті повинна включати математичну модель процесів, що протікають на окремій тарілці ректифікаційної колони, а також моделі процесів, що протікають у дефлегматорі і випарнику. Виходячи з блокового принципу складання математичних моделей опис процесів, що протікають на тарілці ректифікаційної колони повинен включати: опис паро-рідинної рівноваги, кінетику протікання процесу, опис структури потоків фаз в апараті.

Приймемо наступні припущення:

- вихідна суміш у кількості  $F$  надходить до колони підігрітою до температури кипіння;
- рідина (пар) на тарілках колони знаходиться при температурі кипіння (насичення);
- флегма надходить до колони при температурі кипіння;
- кількість пари, що піднімається, і рідини не змінюються по висоті колони, а змінюється тільки їх склад;
- у зоні масообміну на тарілках відбувається ідеальне перемішування рідини й ідеальне витиснення пари;
- концентрація пари, що покидає колону дорівнює концентрації дистилляту:

$$y_n = x_D = x_{n+1}, \quad (2.26)$$

- при випарюванні рідини в кубі не відбувається зміна її складу, тобто концентрація пари, що утворюється, дорівнює концентрації кубового залишку:

$$y_0 = x_W = x_1. \quad (2.27)$$

Математичний опис процесу розділення бінарної суміші в тарілчастій ректифікаційній колоні в стаціонарних умовах складається з наступних рівнянь:

- 1) загальний матеріальний баланс, що враховує технологічні умови здійснення процесу:

- для рідкої фази:

$$F = W + D, \quad (2.28)$$

- для пару:

$$G = R + D. \quad (2.29)$$

- 2) покомпонентного матеріального балансу:

$$Fx_F - Wx_W - Dx_D = 0, \quad (2.30)$$

- 3) рівняння для концентрацій НКК:

- у рідині для тарілок вичерпної секції колони:

$$(R + F)(x_{i+1} - x_i) + G(y_{i-1} - y_i) = 0, \quad (2.31)$$

- для тарілки живлення:

$$R(x_{j+1} - x_j) + Fx_F - Fx_j + G(y_{j-1} - y_j) = 0, \quad (2.32)$$

- для тарілок зміцнювальної секції колони:

-

$$R(x_{i+1} - x_i) + G(y_{i-1} - y_i) = 0, \quad (2.33)$$

- у парі для кожної тарілки:

$$y_i = y_{i-1}e^{-P} - y_i^*(e^{-P} - 1), \quad (2.34)$$

4) рівняння, що описує паро-рідинну рівновагу:

$$y_i^* = f(x_i), \quad (2.35)$$

де  $P = M \cdot K / G$ ;

$M$  – мольна кількість рідини на тарілці, кмоль;

$K$  – коефіцієнт масопередачі, кмоль/(кмоль·год·(од.конц.));

$y_i^*$  – концентрація НКК в рівноважному парі, (кмоль НКК)/кмоль.

#### 2.4.2 Приклад розрахунку кількості тарілок в тарілчастій ректифікаційній колоні

Визначити кількість тарілок, необхідну для розділення суміші бензолу та толуолу в тарілчастій ректифікаційній колоні з сітчастими тарілками. Витрати вихідної суміші 86 кмоль/год, концентрація бензолу у вихідній суміші 0,3 мол. частка. Витрати дистилляту 15 кмоль/год, концентрація бензолу у дистиляті, 0,94 мол. частка, витрати флегми 60 кмоль/год. Дані о рівноважних кількостях бензолу в рідині та парі наведені в таблиці 2.9.

Таблиця 2.9.

Дані рівноважних кількостей бензолу в рідині та парі

Молярна доля бензолу в рідині $x$ , кмоль/кмоль	Молярна доля бензолу в рівноважному парі, $y^*$ , кмоль/кмоль
0,823	0,922
0,659	0,830
0,508	0,720
0,376	0,596
0,256	0,453
0,155	0,304
0,058	0,128

Визначимо витрати кубового залишку та пару, кмоль/год, а також концентрацію НКК у кубовому залишку, (кмоль НКК)/(кмоль рідини) згідно (2.28)-(2.30). Розрахуємо концентрацію НКК в рідині та парі на кожній тарілці згідно із (2.31)-(2.35). Розрахунок починаємо з вичерпної частини колони і ведемо, доки  $x_{i+1} < x_F$ . При невиконанні даної умови переходимо до розрахунку складу фаз на тарілці живлення. Розрахунок зміцнювальної частини колони ведемо до тих пір, доки  $x_{i+1}(y_i) < x_D$ .

Вирішення у Mathcad.

$$F := 8\epsilon \quad D := 1\epsilon \quad R := 6\epsilon$$

$$x_f := 0.1 \quad x_d := 0.9$$

$$W := 0 \quad G := 0 \quad x_w := 0$$

Given

$$F = W + D$$

$$G = R + D$$

$$F \cdot x_f - W \cdot x_w - D \cdot x_d = 0$$

$$\begin{pmatrix} W \\ G \\ x_w \end{pmatrix} := \text{Find}(W, G, x_w) \quad W = 71 \quad G = 75 \quad x_w = 0.165$$

	0		0
0	0.248	0	0.165
1	0.322	1	0.208
2	0.384	2	0.245
3	0.436	3	0.278
4	0.478	4	0.304
5	0.534	5	0.363
6	0.598	6	0.433
7	0.665	7	0.512
8	0.731	8	0.597
9	0.791	9	0.679
10	0.842	10	0.754
11	0.884	11	0.818
12	0.916	12	0.869
13	0.94	13	0.94

Таким чином, для забезпечення розділення суміші бензолу та толуолу при заданих умовах в тарілчастій ректифікаційній колоні необхідно 14 тарілок.

Загальна висота колони

$$H = (n_T - 1)H_T + H_{cen} + H_{куб}, \quad (2.36)$$

де  $n_T$  – кількість тарілок в колоні;

$H_T$  – відстань між тарілками;

$H_{cen}$  – висота сепараційної частини колони;

$H_{куб}$  – висота кубової частини колони.

Висота  $H_{cen}$  та  $H_{куб}$  для нормалізованих колон різних діаметрів вказані у таблиці 2.10.

Таблиця 2.10.

Висота сепараційної та кубової частин колони в залежності від їх діаметру

Діаметр колони $D$ , мм	Висота $H_{cen}$ , мм	Висота $H_{куб}$ , мм
1000-1800	800	2000
2000-2600	1000	2500
2800-4000	1200	3000

Діаметри колон з колпачковими, клапанними й сітчатими тарілками вибираються з таблиць 2.11-2.13 по величині робочої площі тарілки, що розраховується згідно із (2.37):

$$F_p = V_{II} / \omega_p, \quad (2.37)$$

де  $V_{II}$  – об’ємна витрата пару (газу) в колоні, м<sup>3</sup>/с;

$\omega_p$  – швидкість пару (газу) у робочому перерізі колони, м/с.

За робочий переріз колони приймають площу основи тарілки, на якій встановлені контактні елементи (без врахування площі зливних пристроїв).

Швидкість пару в робочому перерізі колони прийнято розраховувати згідно із (2.38):

$$\omega_p = \varphi \cdot C \sqrt{\frac{\rho_p}{\rho_n} - 1}, \quad (2.38)$$

де  $\varphi$  – вспінюватість рідини (табл.2.11) ;

$C$  – поправочний коефіцієнт, визначається згідно із рис. 2.7;

$\rho_p, \rho_n$  – густина рідини та пару.

Таблиця 2.11.

Додаткові дані до рівняння (2.38)

Вспінюватість рідини	$\varphi$
Мала (ректифікація нафтових фракцій, вуглеводневих газів, крім легких типу метану, етану, фтористих систем - фреонів)	1-0,9
Середня (атмосферна перегонка нафти, абсорбція, десорбція вуглеводнів, регенерація амінів та гліколів)	0,9-0,7
Велика (вакуумна перегонка мазуту, абсорбція амінами та гліколями, розчинами гліцерину, метилетилкетонами)	0,7-0,6

Значення поправочного коефіцієнту  $C$  визначається згідно із рис. 2.7. При роботі з рис. 2.7. відстань між тарілками спочатку приймаються  $H_T=0,3-0,4$  м, а потім встановлюється методом підбору із врахуванням рекомендацій:  $H_T=0,3$  м при  $D \leq 0,8$  м;  $H_T=0,34 D^{0,57}$  м при  $D > 0,8$  м. Якщо колона потребує частого чищення або ремонту, то при  $D_k > 1,5$  м треба приймати  $H_T \geq 0,6$  м.

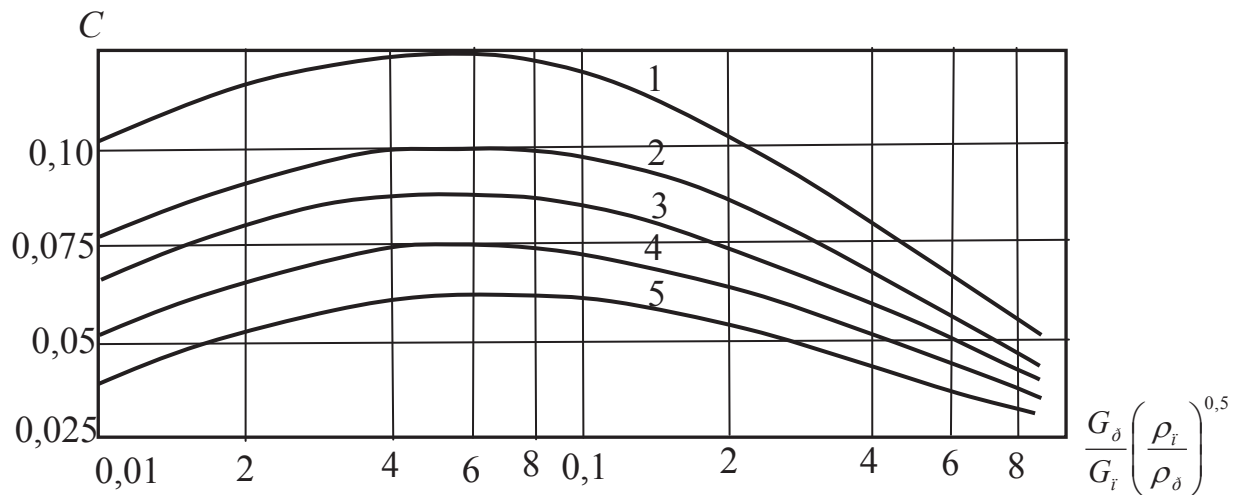


Рис.2.7. Значення коефіцієнта  $C$  в рівнянні (2.38),

де  $G_p$ ,  $G_n$  – масові витрати рідини та пару в колоні.

Відстань між тарілками  $H_T$ : 1 – 0,7 м; 2 – 0,6 м; 3 – 0,5 м; 4 – 0,4 м; 5 – 0,3.

Таблиця 2.11.

Технічні характеристики ковпачкових тарілок

Тип тарілки	Діаметр колони $D$ , мм	Робоча площа тарілки $F_p$ , м <sup>2</sup>	Площа проходу парів $F_o$ , м <sup>2</sup>	Площа зливу $F_{зл}$ , м <sup>2</sup>	Периметр зливу $\Pi$ , м	Довжина шляху рідини $l_p$ , м	Кількість ковпачків на тарілці $n$	Діаметр ковпачка $D_k$ , мм	Відстань між тарілками $H_T$ , мм
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ТСК-1	400	0,090	0,008	0,005	0,302	0,22	7	60	200,300, 400,500
	500	0,146	0,015	0,007	0,400	0,3	13	60	
	600	0,215	0,027	0,012	0,480	0,37	13	80	
	800	0,395	0,049	0,021	0,570	0,52	24	80	
	1000	0,573	0,073	0,050	0,800	0,595	37	80	

Продовження табл.2.11

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ТСК-Р	1000	0,64	0,090	0,064	0,665	0,722	39	80	300,400, 600,800, 1000
	1200	0,93	0,129	0,099	0,818	0,856	43	100	
	1400	1,12	0,162	0,198	1,09	0,933	49	100	
	1600	1,47	0,219	0,269	1,238	0,976	66	100	
	1800	1,86	0,272	0,334	1,42	1,096	86	100	
	2000	2,38	0,385	0,380	1,455	1,342	114	100	
	2200	2,99	0,471	0,412	1,606	1,462	141	100	
	2400	3,54	0,557	0,505	1,775	1,582	168	100	
	2600	4,13	0,638	0,674	2,032	1,704	202	100	
	2800	4,74	0,769	0,686	2,096	1,826	238	100	
	3000	5,52	0,849	0,778	2,25	1,980	272	100	
	3200	6,26	1,180	0,880	2,39	2,112	198	150	
	3400	6,82	1,320	1,128	2,62	2,260	173	150	
	3600	7,20	1,370	1,441	2,88	2,400	194	150	
ТСК-РБ	2200	2,637	0,398	0,464	2,77	2,77	0,681	124	100
	2400	3,390	0,518	0,458	2,824	2,824	0,801	156	100
	2600	3,707	0,584	0,696	3,368	3,368	0,801	176	100
	2800	4,486	0,717	0,674	3,412	3,412	0,921	220	100
	3200	7,122	0,975	1,372	4,446	4,446	0,896	136	150
	3600	7,120	1,318	1,582	4,896	4,896	1,170	184	150

Примітки:

1. Площа проходу парів  $F_o = 0,906 F_p \left( \frac{d_o}{t} \right)^2$ .

2. Крок розташування отворів приймається у вказаних межах через 1 мм.

3. Характеристики двопотокових тарілок (ТС-РБ) дані тільки для діаметрів  $D > 2600$  мм.

Таблиця 2.12.

## Технічні характеристики сітчастих тарілок

Тип тарілки	Діаметр колони $D$ , мм	Робоча площа тарілки $F_p$ , $m^2$	Площа зливу $F_{зл}$ , $m^2$	Периметр зливу $\Pi$ , м	Довжина шляху рідини $l_p$ , м	Діаметр отворів $d_0$ , мм	Крок розміщення отворів $t$ , мм	Відстань між тарілками $H_T$ , мм
ТС	400	0,051	0,004	0,302	0,28	3,4,5	7-12, 8-15, 10-18	200,300, 400,500
	500	0,089	0,010	0,400	0,30			
	600	0,140	0,012	0,480	0,37			
	800	0,410	0,020	0,570	0,52			
	1000	0,713	0,036	0,800	0,59			
ТСК-Р	1200	1,010	0,060	0,722	0,86			
	1400	1,368	0,087	0,860	0,93			
	1600	1,834	0,088	0,795	0,97			
	1800	2,294	0,123	1,050	1,09			
	2000	2,822	0,159	1,190	1,34			
	2200	3,478	0,161	1,240	1,4			
	2400	3,900	0,317	1,570	1,60			
	2600	4,780	0,258	1,540	1,70			
	2800	5,640	0,260	1,570	1,83			
	3000	6,430	0,315	1,710	1,98			
ТСК-РБ	3200	7,270	0,385	1,860	2,11			
	3400	8,310	0,376	1,900	2,26			
	3600	9,000	0,580	2,240	2,40			
	2600	4,03	0,696	0,800	1,68			
РБ	2800	4,86	0,674	0,920	1,70			
	3200	5,60	1,372	0,896	2,22			
	3600	7,32	1,582	1,170	2,45			

## Технічні характеристики клапанних тарілок

Тип тарілки	Діаметр колони $D$ , мм	Робоча площа тарілки $F_p$ , $m^2$	Периметр зливу $\Pi$ , м	Площа зливу $F_{зл}$ , $m^2$	Відносний вільний переріз тарілок (%) при кроці розташування клапанів $t$ , мм			Відстань між тарілками $H_t$ , мм
					50	75	100	
ТКП однопотокова	100	0,50	0,84	0,14	7,69	5,12	-	300,350, 400,450, 500,600, 700,800,
	1200	0,79	0,97	0,17	10,44	6,63	5,57	
	1400	1,10	1,12	0,22	11,42	7,79	5,84	
	1600	1,47	1,26	0,27	13,23	8,25	6,36	
	1800	1,83	1,43	0,30	13,23	8,46	6,90	
	2000	2,24	1,60	0,45	13,65	9,36	7,03	
	2200	2,76	1,74	0,52	14,26	9,44	7,13	
	2400	3,21	1,92	0,66	14,55	9,55	7,20	
	2600	3,84	2,05	0,74	14,91	9,98	7,71	
	2800	4,41	2,23	0,87	15,25	10,12	7,75	
	3000	5,01	2,40	1,03	14,87	9,95	7,28	
	3200	5,76	2,54	1,14	15,32	10,51	7,70	
	3400	6,44	2,72	1,32	15,38	10,22	7,62	
	3600	7,39	2,85	1,40	15,87	9,84	7,83	
3800	8,08	3,03	1,61	15,8	10,45	8,66		
4000	8,96	3,20	1,82	15,83	10,67	8,08		
ТКП двопотокова	3000	4,74	4,08	1,03	11,68	8,03	6,11	
	3200	5,59	4,22	1,12	12,35	8,66	6,27	
	3400	6,23	4,52	1,32	12,30	8,61	2,24	
	3600	7,11	4,76	1,43	12,75	8,30	6,67	
	3800	7,68	5,14	1,69	12,80	8,65	6,46	
	4000	8,75	5,28	1,79	13,40	8,79	6,82	

## 2.5 Конструктивний розрахунок барабанної сушарки

### 2.5.1 Загальні відомості

Барабанна сушарка (рис.2.8) застосовується для сушіння сипучих, зернистих і дрібнокускових матеріалів. У сушарках цього типу тепло сушильного агенту безпосередньо передається висушуваному матеріалу у обертовому сушильному барабані. Як сушильний агент використовується нагріте повітря або димові гази.

Основним вузлом сушарки є циліндричний зварений барабан 4, що опирається бандажами 3 на опорні ролики 10. Для запобігання поздовжнього переміщення барабану служать ролики 8. Барабан встановлюють із нахилом ( $1+4^\circ$ ) у сторону вивантаження продукту. Привід барабану здійснюється через зубчастий вінець 5. Внутрішня порожнина барабану заповнена секторною перевалочною насадкою 11, що забезпечує перерозподіл матеріалу по перетині барабану й кращий його контакт із сушильним агентом. Щоб уникнути сплюснювання барабану він оснащений декількома кільцевими накладками 6, товщина яких в 1,5+2 рази перевищує товщину барабану. На одному кінці барабану встановлена завантажувальна камера 1 для введення вихідного продукту й теплоносія, а на іншому – розвантажувальна 7 для виведення з апарата готового продукту й відпрацьованого теплоносія. Для завантаження обертових барабанів призначені живильники, встановлені над завантажувальною камерою. Матеріал подається з живильника в барабан по похилому лотку 2. Завдяки нахилу й обертанню барабана висушений матеріал, що, пересувається уздовж барабану, пересипаючись і перерозподіляючись на насадці 11. Між камерами й барабаном встановлюють ущільнення для виключення підсмоктування зовнішнього повітря. Підсмоктування повітря в барабанній сушарці особливо небажане з боку подачі гарячого теплоносія, тому що при цьому знижується температура теплоносія й зростає його швидкість.

Теплоносій може рухатися прямою або протитоку стосовно до матеріалу. Пройшовши барабан, відпрацьований теплоносій віддається димососом через циклон для вловлювання дрібних часток твердого матеріалу. Барабани сушарок мають діаметри від 0,5 до 3,5 м при довжині від 2,5 до 16 м. Частота обертання барабанів сушарок звичайно становить від 1 до 8 про/хв. Споживана потужність становить від 0,75 до 200 кВт залежно від розмірів сушарки. Ступінь заповнення обсягу барабану матеріалом досягає 20 %.

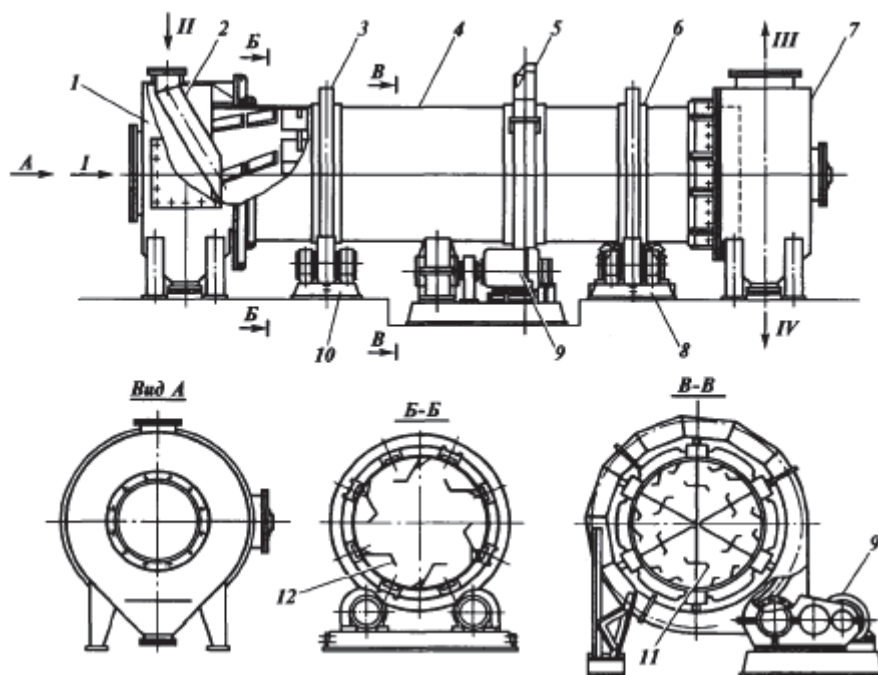


Рис. 2.8. Барабанна сушарка:

1 - завантажувальна камера; 2 - похилий лоток; 3 - бандаж; 4 - барабан; 5 - зубчастий вінець; 6 - кільцеві накладки; 7 - розвантажувальна камера; 8 - опорні ролики; 9 - привід; 10 - опорні ролики; 11 - секторна перевалочна насадка; 12 - лопатна насадка.

Потоки: I - теплоносій; II - вихідний продукт; III - суміш теплоносія й пари води; IV - готовий продукт.

Для перерозподілу матеріалу в барабані служать різні насадки, основні типи яких наведені на рис. 2.9. Тип застосовуваної насадки залежить від властивостей матеріалу, що висушується, і умов сушіння. Для крупнокускових і схильних до налипання матеріалів застосовується лопатна насадка, для сипучих матеріалів із дрібними частками - розподільна насадка об'ємного типу, для матеріалів середнього розміру, погано сипучих й що порошать застосовують секторні перевалочні насадки, для порошкоподібних і, що сильно порошать - перевалочна насадка із закритими осередками. Застосовуються насадки й інших типів, що визначаються специфікою процесу сушіння. Насадки випускаються секціями довжиною 1 м.

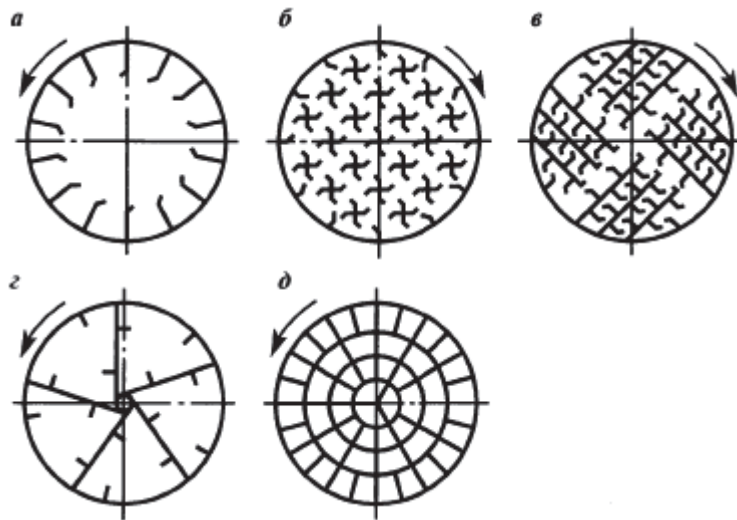


Рис. 2.9. Схеми основних типів насадок для барабанних сушарок: *a* - лопатні; *б*, *в* - розподільні об'ємного типу; *г* - секторні перевалочні; *д* - перевалочні із закритими осередками

### 2.5.2 Приклад розрахунку сушарки безперервної дії

Розрахувати та вибрати нормалізовану сушарку безперервної дії по наступним вихідним даним: продуктивність по сухому продукту  $G=1500$  кг/ч; початковий вологовміст  $\omega_n=0,1$  кг/кг; кінцевий вологовміст  $\omega_k=0,01$  кг/кг;

насипна щільність матеріалу  $\rho_{\text{п}}=1470 \text{ кг/м}^3$ ; питома теплоємність сухого матеріалу  $c_{\text{м}}=1100 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{К)}$ ; температура повітря на вході у сушарку  $t_{\text{в.н.}}=120 \text{ }^{\circ}\text{C}$ , на виході з сушарки  $t_{\text{в.к.}}=60 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ; температура матеріалу на вході у сушарку  $\theta_{\text{н}}=15 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ; розмір часток кристалічного матеріалу  $\delta_{\text{ч}}=2\text{--}3 \text{ мм}$ ; барометричний тиск  $P=10^5 \text{ Па}$ . Приймаємо температуру повітря  $t_{\text{в.о.}}=15 \text{ }^{\circ}\text{C}$  з відносною вологістю  $\varphi_{\text{н}}=85\%$ . Коефіцієнт заповнення барабану  $\varphi=0,15$ .

Визначимо вологовміст повітря на вході до калориферу:

$$x_0 = 0,622 \cdot \frac{\varphi \cdot P_{\text{нас}}}{P - \varphi \cdot P_{\text{нас}}}, \quad (2.39)$$

де 0,622 – відношення молекулярних ваг водяної пари й повітря;

$\varphi$  – вологість повітря (частка);

$P$  – загальний тиск (мм рт.ст.);

$P_{\text{нас}}$  – тиск насиченої пари при заданих  $P$  та  $t$  (мм рт.ст.), визначається по табл.2.14.

Таблиця 2.14.

Тиск насиченої пари при температурах від ( $-20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ ) до  $100 \text{ }^{\circ}\text{C}$

$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	$\rho,$ мм рт.ст.	$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	$\rho,$ мм рт.ст.	$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	$\rho,$ мм рт.ст.	$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	$\rho,$ мм рт.ст.	$t, \text{ }^{\circ}\text{C}$	$\rho,$ мм рт.ст.
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
-20	0,772	5	6,54	30	31,82	55	118	80	355,1
-19	0,85	6	7,01	31	33,7	56	123,8	81	369,7
-18	0,935	7	7,51	32	35,66	57	129,8	82	384,9
-17	1,027	8	8,05	33	37,73	58	136,1	83	400,6
-16	1,128	9	8,61	34	39,9	59	142,6	84	416,8
-15	1,238	10	9,21	35	42,18	60	149,4	85	433,6
-14	1,357	11	9,84	36	44,56	61	156,4	86	450,9
-13	1,486	12	10,52	37	47,07	62	163,8	87	468,7
-12	1,627	13	11,23	38	49,65	63	171,4	88	487,1
-11	1,78	14	11,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1

Продовження табл.2.14

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
-10	1,946	15	12,79	40	55,32	65	187,5	90	525,8
-9	2,125	16	13,63	41	58,34	66	196,1	91	546,1
-8	2,321	17	14,53	42	61,5	67	205	92	567
-7	2,532	18	15,48	43	64,8	68	214,2	93	588,6
-6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	214,2	94	610,9
-5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	223,7	95	633,9
-4	3,276	21	18,65	46	75,65	71	243,9	96	657,6
-3	3,566	22	19,83	47	79,6	72	254,6	97	682,1
-2	3,879	23	21,07	48	83,71	73	265,7	98	707,3
-1	4,216	24	22,38	49	88,02	74	277,2	99	733,2
0	2,579	25	23,76	50	92,51	75	289,1	100	760
1	4,93	26	25,21	51	97,2	76	301,4		
2	5,29	27	26,74	52	102,1	77	314,1		
3	5,69	28	28,35	53	107,2	78	327,3		
4	6,1	29	30,04	54	112,5	79	341		

Вологовміст повітря можна також визначити по діаграмі Рамзіна  $x_0=0,009$  кг/кг .

Згідно із [ ] , ентальпію повітря  $I$  можна розрахувати відповідно до (2.40):

$$I = G_{c.v.}t + x i_n \text{ Дж/кг сухого повітря,} \quad (2.40)$$

де  $G_{c.v.}$  – питома теплоємність сухого повітря, Дж/кг·град;

$t$  – температура повітря, град;

$i_n$  – ентальпія перегрітої пари, Дж/кг.

Ентальпія пари визначається по емпіричній формулі (2.41):

$$i_n = r_0 + c_n t = (2493 + 1,97t) \cdot 10^3 \text{ Дж/кг,} \quad (2.41)$$

де  $r_0 = 2493 \cdot 10^3$  – постійний коефіцієнт, приблизно дорівнює ентальпії пари при  $0^\circ\text{C}$ ;

$c_n = 1,97 \cdot 10^3$  – питома теплоємність пари Дж/кг·град (в умовах сушіння може бути прийнята сталою).

Представив значення  $i_n$  та прийнявши  $G_{c.v.} = 1000$  Дж/кг·град як сталу величину, знайдемо ентальпію вологого повітря (Дж/кг сухого).

$$I=(1000+1,97 \cdot 10^3 x)t+2493 \cdot 10^3 x . \quad (2.42)$$

Ентальпія повітря  $I_0=38$  кДж/кг. У калорифері підвищення тепловмісту повітря відбувається без зміни вологовмісту при  $t_{в.н.}=120$  °С та  $x_0=0,009$  кг/кг та дорівнює  $I_n=148$  кДж/кг.

В теоретичній сушарці при  $I_n=148$  кДж/кг процес сушіння відбувався б по лінії постійної ентальпії  $BC'$  (рис.2.10) і питома теплота  $q_T$  дорівнювала б:

$$q_T = \frac{I_n - I_0}{x_{вих} - x_0}, \quad x_{вих} - \text{ вологовміст в точці C'.$$

$$x_{а\ddot{o}} = \frac{I_i - 1000 \cdot t_{\dot{a},\dot{e}}}{1,97 \cdot 10^3 \cdot t_{\dot{a},\dot{e}} + 2493 \cdot 10^3}, \quad (2.43)$$

де  $x_{вих}=0.032$  кг/кг.

$$\text{Тоді, } q_T = \frac{1,48 \cdot 10^3 - 38 \cdot 10^3}{0,032 - 0,009} = 4,78 \cdot 10^6 \text{ Дж/кг.}$$

В дійсній сушарці кінцевий вологовміст повітря  $x_k$  (у точці C) буде менше ніж  $x_{вих}$ . Його значення знаходимо наступним чином.

Із рівняння лінії реального процесу сушки BC:  $I = I_n - \Delta q(x - x_0)$ , задаючись довільним значенням  $x$  меншим  $x_{вих}$ , знаходимо  $I$ , попередньо розрахувавши витрату води  $W$ , що випаровується та поправку  $\Delta q$  для реального процесу сушки.

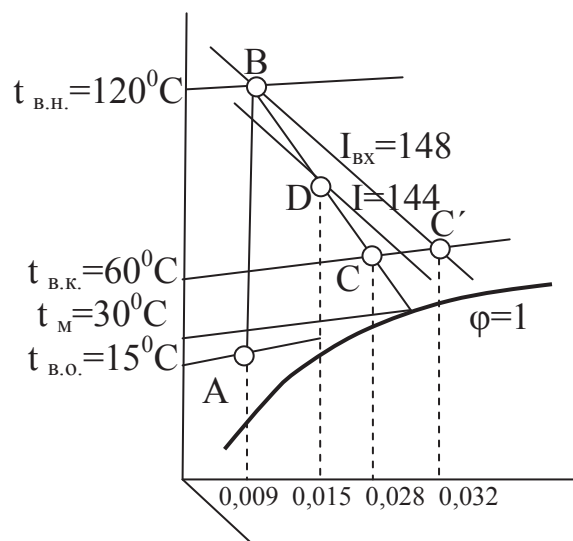


Рис. 2.10. Схема реального процесу сушіння

Кількість вологи  $W$ , що видаляється з матеріалу у процесі сушіння при зміні вологовмісту матеріалу (перераховуючи на абсолютно суху речовину) від  $\omega_n$  до  $\omega_k$  :

$$W = G (\omega_n - \omega_k), \quad (2.44)$$

де  $G$  – продуктивність сушарки по сухому продукту, кг/с.

Значення  $W$ , якщо відома продуктивність по вихідному матеріалу  $G_n$ , можна визначити згідно із залежністю:

$$W = G_n (\omega_n - \omega_k) / (1 + \omega_n), \quad (2.45)$$

Якщо у якості сушильного агента використовується повітря, то його витрата розраховується по залежності

$$G_c = W / (x_k - x_n). \quad (2.46)$$

По рівнянню (2.44) витрата випареної вологи:

$$W = 0,417 (0,1 - 0,01) = 0,0375 \text{ кг/с.}$$

Різниця питомих витрат теплоти у дійсній та теоретичній сушарках (2.47):

$$\Delta q = q - q_T = (I_n - I_k) / (x_k - x_n), \quad (2.47)$$

де  $q$  та  $q_T$  – питома теплота у дійсній та у теоретичній сушарках, Дж/кг;

$I_n$  та  $I_k$  – ентальпія повітря на вході та виході з сушарки, Дж/кг.

При відсутності додаткового підігріву повітря у сушильній камері:

$$\Delta q = q_{mat} + q_{mp} + q_{vum} - c_\omega \theta_n, \quad (2.48)$$

де  $q_{mat}$  – питома теплота, що витрачається на підігрів матеріалу від температури  $\theta_n$  до температури  $\theta_k$ , Дж /кг,

$$q_{mat} = G c_m (\theta_k - \theta_n) / W, \quad (2.49)$$

де  $q_{mp}$  – питома теплота на підігрів транспортних пристроїв, Дж /кг,

$$q_{mp} = G_{mp} c_{mp} (t_{mp,k} - t_{mp,n}) / W, \quad (2.50)$$

де  $q_{vum}$  – питома теплота витрати, Дж /кг, при попередніх розрахунках звичайно приймають:

$$q_{vum} = (0.05 \div 0.1) q_T. \quad (2.51)$$

Температуру матеріалу на виході із сушарки  $\theta_k$  можна приймати на 10-30<sup>0</sup>С менше температури відхідного агенту.

Питома теплота на нагрівання матеріалу по (2.49) при температурі матеріалу на виході з сушарки  $\theta_k=50^0\text{С}$  буде  $q_{mat}=0,417\cdot1100(50-10)/0,0375=4,9\cdot10^5$  Дж/кг. Прийнемо витрату теплоти у кількості 0,06  $q_t$ , тобто  $q_{vitm}=0,06\cdot4,78\cdot10^6=2,87\cdot10^5$  Дж/кг. Тоді, у відповідності з рівнянням (2.51) при  $q_m=0$  різниця витрат питомої теплоти у дійсній та теоретичній сушарках буде  $\Delta q = 4,9\cdot10^5 + 2,87\cdot10^5 - 4190\cdot15 = 7,14\cdot10^5$  Дж/кг.

Задаючи значення  $x$ , менше  $x_{вих}$ , знаходимо  $I$ .

Задаючи значенням  $x=0,015$  кг/кг, знайдемо:

$$I = 1,48\cdot10^5 - 7,14\cdot10^5(0,015 - 0,009) = 1,44\cdot10^5 \text{ Дж/кг.}$$

Для знайденого  $I$  знаходимо вологовміст повітря, що виходить з сушарки.

$$x_k = \frac{I - 1000 \cdot t_{в.к}}{1,97 \cdot 10^3 \cdot t_{в.к} + 2493 \cdot 10^3} = 0,028 \text{ кг/кг,} \quad (2.52)$$

Витрата сухого повітря у сушарці відповідно до залежності (2.45):

$$G_c = 0,0375 / (0,028 - 0,009) = 1,974 \text{ кг/с.}$$

Витрата вологого повітря на виході з сушарки

$$V_v = v_{num} G_c,$$

де величина  $v_{num}$  розраховується у відповідності до (2.53):

$$v_{num} = R_g T / (P - \phi_v p_{нас}), \quad (2.53)$$

де  $R_{нов}$  – газова стала для повітря,  $R_{нов}=287$  Дж/(кг·К);

$T$  – температура повітря, <sup>0</sup>К ;

$P$  – загальний тиск пароповітряної суміші, Па;

$\phi_v$  – відносна вологість повітря у долях;

$p_{нас}$  – тиск насиченого водяного пару, Па.

$$\text{Тоді, } V_v = v_{num} G_c = 1,974 \cdot 287 \cdot 333 / (10^5 - 0,85 \cdot 2 \cdot 10^4) = 2,27 \text{ м}^3/\text{с.}$$

Відповідно до рекомендацій, що приведені у таблиці 2.15, приймаємо швидкість газів на виході з сушарки  $\omega_c=4$  м/с (при розмірі частинок більше 2 мм та насипної щільності матеріалу 1400 кг/м<sup>3</sup>).

Таблиця 2.15.

## Середня швидкість відхідних газів у барабанній сушарці

Розмір частинок, мм	Швидкість газів $\omega_z$ (м/с) при насипній щільності матеріалу, кг/м <sup>3</sup>				
	350	1000	1400	1800	2200
0,3-2	0,5-1	2-5	3-7,5	4-8	5-10
Більше 2	1-3	3-5	4-8	6-10	7-12

Внутрішній діаметр  $D$  сушильного барабана визначається згідно із залежністю (2.54):

$$D = \sqrt{\frac{4G_c v_{i\dot{\delta}}}{\pi(1-\varphi)\omega_{\dot{a}}}}, \quad (2.54)$$

де  $G_c$  – витрата сухого газу у сушарці, кг/с;

$v_{i\dot{\delta}}$  – питомий об'єм вологого газу, м<sup>3</sup>/кг;

$\varphi$  – коефіцієнт заповнення барабана,  $\varphi = 0,1-0,25$ ;

$\omega_z$  – швидкість газу на виході з барабана, м/с (табл.2.15).

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,27}{3,14 \cdot (1 - 0,15)4}} = 0,92 \text{ м}.$$

Поверхневий діаметр барабану із врахуванням подвійної товщини футеровки та обичайки (2.55):

$$D_n = D + 2\delta. \quad (2.55)$$

Товщина футеровки та обичайки  $\delta$  залежить від габаритів сушарки та температури теплоносія. Для орієнтовних розрахунків можна прийняти  $\delta=0,1-0,2$  м.

Прийняв товщину футеровки та обичайки  $\delta=0,15$  м, згідно із (2.55) отримаємо поверхневий діаметр сушарки  $D_n=0,92+2 \cdot 0,15=1,22$  м. Приймаємо  $D_n=1,2$  м (табл.2.16).

Об'єм сушильного барабану визначається згідно із залежністю (2.56):

$$V_{\delta} = W/A_v, \quad (2.56)$$

де  $W$  – кількість видаленої вологи, кг/с;

$A_v$  – навантаженість барабана по волозі (встановлюється дослідним шляхом), кг/(м<sup>3</sup>·с).

Довжина барабану (2.57):

$$L = \frac{4V_0}{\pi D^2}, \quad (2.57)$$

де  $V_0$  – об'єм барабану, м<sup>3</sup>;

$D$  – внутрішній діаметр сушильного барабану, м.

Об'єм барабану при завантаженості його по волозі  $A_v=5,3 \cdot 10^{-3}$  кг/(м<sup>3</sup>·с) згідно із (2.56) буде  $V_0=0,0375/0,0053=7,075$  м<sup>3</sup>. Довжина барабану по (2.57)  $L=4 \cdot 7,075/(3,14 \cdot 0,92^2)=10,6$  м.

Вибір барабанних сушарок (табл.2.16) відбувається по робочій довжині  $L$  та поверхневому діаметру  $D_n$  барабану. Сушарки із поверхневим діаметром 1,2 м та довжиною більше 10 м немає. Тому, зменшимо швидкість газів до  $\omega_z=3$  м/с та повторивши розрахунок, отримаємо  $D=1,06$  м, а  $D_n=1,36$  м. Приймаємо  $D_n=1,6$  м, при якому розрахункова довжина сушарки буде  $L=5,3$  м. Тому вибираємо по табл.2.16 сушарку СБ 1,6-8.

Таблиця 2.16.

Основні параметри сушильних барабанних апаратів

Позначення	Поверхневий діаметр та довжина барабана, мм		Частота обертання барабану, хв <sup>-1</sup>	Потужність електродвигуна, кВт
	$D_n$	$L$		
1	2	3	4	5
СБ 1-4	1000	4000	4,06;5,06;8,12	3,8;4,8;6
СБ 4-6		6000		
СБ 1,2-6	1200	6000		4,8;5,7;7,5
СБ 1,2-8		8000		
СБ 1,2-10		10000		

Продовження таблиці 2.16

1	2	3	4	5
СБ 1,6-8	1600	8000	3,2;4,3;6,4	13,2;16,4;18,4
СБ 1,6-10		10000		
СБ 1,6-12		12000		
СБ 2-8	2000	8000		17,9;19,9;25
СБ 2-10		10000		
СБ 2-12		12000		
СБ 2-10	2200	10000		24;26;31,5
СБ 2-12		12000		
СБ 2-14		14000		
СБ 2-16		16000		
СБ 2,5-20	2500	20000	2;3;4;6	24;37,5;55;75; 32;50;72;100
СБ 2,8-20	2800			
СБ 3-18	3000	18000		40;62,5;90;125
СБ 3-20		20000		
СБ 3,2-22	3200	22000		50;80;110;160
СБ 3,5-18	3500	18000		66;100;140;200
СБ 3,5-27		27000		

Примітки: С - сушарка, Б - барабанна, перше число означає – поверхневий діаметр, м, друге число – довжина барабана, м.

### З ВИМОГИ ДО ОФОРМЛЕННЯ ТРЕТЬОГО РОЗДІЛУ ДИПЛОМНОГО ПРОЕКТУ

Оформлення Розділу 3 дипломного проекту виконується згідно із діючими стандартами у галузі виконання конструкторської документації. При

оформленні Розділу 3 дипломного проекту необхідно звернути увагу на обов'язкову присутність наступних підрозділів.

### 3.1 Технічне завдання на розробку обчислювального модуля

Технічне завдання на розроблення обчислювального модуля повинно містити інформацію щодо призначення обчислювального модулю (наприклад, виконання проектного чи перевірного розрахунку відповідного апарату). В цьому підрозділі також необхідно навести вихідні дані для розрахунку та параметри, які необхідно розрахувати згідно із завданням.

### 3.2 Математичне забезпечення процесу

Коротко надати характеристику процесу. Зазначити особливості конструкції апарату, що необхідно врахувати при виконанні розрахунку. Обґрунтувати вибір математичної моделі (алгоритму розрахунку). Послідовно викласти алгоритм розрахунку з зазначенням відповідних припущень, моделей (вказати початкові, граничні умови, якщо обрана модель вимагає їх присутність).

### 3.3 Реалізація розрахунку апарату

Навести приклад реалізації розрахунку апарату згідно із алгоритмів (наприклад, в середовищі MathCad). Зазначити який метод (або методи) доцільно використати для розрахунку. Коротко надати характеристику математичного методу (методів), що застосовуються.

### 3.4 Керівництво користувача програмного продукту

Описати структуру обчислювального модуля. Викласти послідовність дій користувача для розрахунку відповідних параметрів у супроводі з ілюстративним матеріалом. Навести приклад тестування програмного продукту. У додатку привести блок-схему обчислювального модуля.

### 3.5 Аналіз отриманих результатів

Зазначити параметри, які отримано в результаті автоматизованого розрахунку апарату. При цьому, представити отримані результати на графіку або в таблиці. Зробити висновки стосовно узгодженості з результатами розрахунку матеріального балансу та відповідності отриманих результатів технологічним нормам процесу. Аргументувати вибір типового апарату за отриманими результатами (звернутися до нормативних даних).

### 3.6 Вимоги до оформлення блок-схеми

Правила виконання схем визначаються наступними документами:

- ГОСТ 19.701-90. Схеми алгоритмів, програм, даних і систем. Умовні позначення і правила виконання.

Для програмної документації (застарілі замінюються ГОСТ 19.701-90):

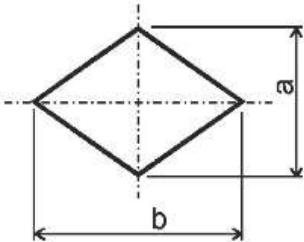
- ГОСТ 19.002-80. Схеми алгоритмів і програм. Правила виконання.
- ГОСТ 19.003-80. Схеми алгоритмів і програм. Позначення умовні графічні.

Дані документи зокрема регулюють способи побудови схем і зовнішній вигляд їх елементів.

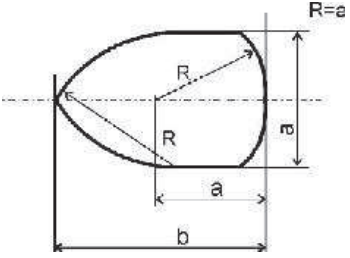
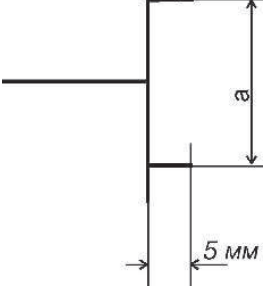
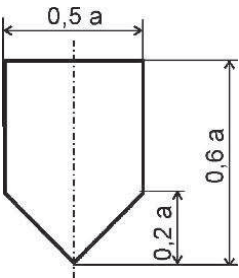
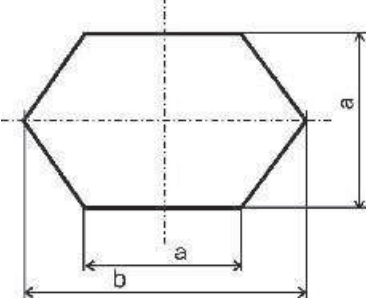
Таблиця 2.17.

## Основні елементи схем алгоритму

Найменування	Позначення	Функція
1	2	3
Блок початок-кінець (Пуск-зупинка)		Елемент відображає вхід із зовнішнього середовища або вихід з неї (найбільш часте застосування - початок і кінець програми). У середині фігури записується відповідна дія.
Блок обчислень (обчислювальний блок)		Виконання однієї або кількох операцій, обробка даних будь-якого виду (зміна значення даних, форми подання, розташування). У середині фігури записують безпосередньо самі операції, наприклад, операцію присвоювання : $a = 10 * b + c$ .
Зумовлений процес		Символ відображає виконання процесу, що складається з однієї або декількох операцій, який визначений в іншому місці програми (в підпрограмі, модулі). У середині символу записується назва процесу і передані в нього дані. Наприклад, у програмуванні - виклик процедури або функції.

1	2	3
<p>Логічний блок (блок умови)</p>	 <p>The diagram shows a diamond-shaped logic block (rhombus) with a horizontal dashed line through its center. The width of the diamond is labeled 'b' and the height is labeled 'a'. Dashed lines extend from the left and right vertices to the center, and from the top and bottom vertices to the center.</p>	<p>Відображає рішення або функцію перемикача типу з одним входом і двома або більше альтернативними виходами, з яких тільки один може бути обраний після обчислення умов, визначених всередині цього елемента. Вхід в елемент позначається лінією, що входить зазвичай у верхню вершину елемента. Якщо виходів два чи три, то зазвичай кожен вихід позначається лінією, що виходить з решти вершин (бічних і нижній). Якщо виходів більше трьох, то їх слід показувати однією лінією, що виходить з вершини (частіше нижній) елемента, яка потім розгалужується. Відповідні результати обчислень можуть записуватися поруч з лініями, що відображають ці шляхи. Приклади розв'язання: у загальному випадку - порівняння (три виходи: <math>&gt;</math>, <math>&lt;</math>, <math>=</math>); в програмуванні - умовні оператори if (два виходи: true, false) і case (безліч виходів).</p>

1	2	3
Дані (Ввід-висновок)		Перетворення даних у форму, придатну для обробки (введення) або відображення результатів обробки (висновок). Даний символ не визначає носія даних (для вказівки типу носія даних використовуються специфічні символи).
З'єднувач		Символ відображає вхід в частину схеми і вихід з іншої частини цієї схеми. Використовується для обриву лінії та продовження її в іншому місці. Відповідні сполучні символи повинні мати однакове (при тому унікальне) позначення.
Ручне введення		Введення даних вручну за допомогою неавтономних пристроїв з клавіатурою, перемикачів, кнопок.
Документ		Введення-виведення даних, носієм яких є папір.

1	2	3
Дисплей		Введення-виведення даних, якщо безпосередньо підключений до процесу пристрій відтворює дані і дозволяє оператору ЕОМ вносити зміни в процесі їх обробки.
Коментар		Зв'язок між елементами схеми і поясненням.
Міжсторінковий з'єднувач		Вказівка зв'язку між роз'єднаними частинами схем алгоритмів і програм, розташованих на різних аркушах. Перший рядок всередині між- сторінкового з'єднувача визначає номер аркуша схеми, друга - координату символу.
Модифікація		Виконання операцій, що змінюють команди або групи команд, що змінюють програму

Додаткові вимоги:

- Лінії потоку повинні бути паралельними лініями зовнішньої рамки схеми.

- Напрямки лінії потоку зверху вниз і зліва направо приймають за основні та, якщо лінії потоку не мають зламів, стрілками можна не позначати. В інших випадках напрямок лінії потоку позначати стрілкою обов'язково.
- Відстань між паралельними лініями потоку повинна бути не менше 3 мм, між іншими символами схеми - не менше 5 мм.
- Записи всередині символу або поряд з ним повинні виконуватися машинописом з одним інтервалом або креслярським шрифтом за ГОСТ 2.304-81.
- Записи всередині символу повинні бути представлені так, щоб їх можна було читати зліва направо і зверху вниз, незалежно від напрямку потоку.
- Порядковий номер символу на схемі проставляють зліва у верхній частині символу в розриві його контуру.

## СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Кафаров В. В. Методы кибернетики в химии и химической технологии: [Учеб. пособие для вузов] / В. В. Кафаров – 4-е изд., перераб. и доп. – М.: Химия, 1985. – 448 с.
2. Кафаров В. В. Основы массопередачи: [Учеб. пособие для вузов] / В. В. Кафаров – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Высш.школа, 1979. – 439 с.
3. Анисимов И. В. Математическое моделирование и оптимизация ректификационных установок [Текст] / И. В. Анисимов, В.И. Бодров, В.Б. Покровский – М.: Химия, 1975. – 216 с.
4. Машины и аппараты химических производств. Примеры и задачи. [Текст]/ Под общей редакцией В.Н. Соколова. Ленинград. «Машиностроение».1982. – 385 с.
5. Стефанов Е.В. Вентиляция и кондиционирование воздуха [Текст] / Е.В. Стефанов - Санкт-Петербург, «АВОК СЕВЕРО-ЗАПАД», 2005. – 402 с.

6. Процессы и аппараты нефте-, газопереработки и нефтехимии [Текст] / А. И. Скобло, Ю.К.Молоканов, А.И.Владимиров, В.А.Щелкунов. – М. Недра, 2000. – 679 с.
7. Процессы и аппараты защиты окружающей среды: сборник практических работ по дисциплине «Процессы и аппараты защиты окружающей среды» [Текст] / И. Г. Кобзарь, В. В. Козлова. – Ульяновск: УлГТУ, 2007. – 27 с.
8. Ветошкин А.Г. Процессы и аппараты пылеочистки. [Учебное пособие] / А.Г. Ветошкин, Пенза: Изд-во Пенз. гос. ун-та, 2005. – 210с.
9. Основные процессы и аппараты химической технологии [Текст] / Ю.И. Дытнерский, Г.С.Борисов, В.П.Брыков и др., 2-е изд.,перераб. и дополн. М.:Химия, 1991. – 496с.
10. Процессы и аппараты химической технологии: [Учебник для вузов] / Ю.И. Дытнерский . Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты. М.: Химия, 1995. – 400 с.: ил.
11. Процессы и аппараты химической технологии: [Учебник для вузов] / Ю.И. Дытнерский . Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. М.: Химия, 1995. –368 с.: ил.
12. Массообменные процессы: [Учебное пособие] / Г.И. Никалаев, Ю.М. Ханхунов, Г.Ж. Ухеев, С. С. Ямпиров и др. – Улан-Удэ: Изд-во ВСГТУ, 2005. – 238 с.