

МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ
НАЦІОНАЛЬНИЙ ТЕХНІЧНИЙ УНІВЕРСИТЕТ
«ХАРКІВСЬКИЙ ПОЛІТЕХНІЧНИЙ ІНСТИТУТ»

Т. В. Фалалєєва, С. В. Жирнова, С.О. Петров

**МАТЕРІАЛЬНІ ТЕХНОЛОГІЧНІ І ТЕПЛОВІ РОЗРАХУНКИ
В КУРСОВОМУ ТА ДИПЛОМНОМУ ПРОЕКТУВАННІ**

Навчально-методичний посібник
за спеціальністю 161 Хімічні технології та інженерія
галузі знань 16 Хімічна інженерія та біоінженерія

Харків
НТУ «ХПІ»
2024

УДК 66:664.314:687.5(075)

ББК 35.68

M15

Рецензенти:

А. Л. Татарець, кандидат хімічних наук, завідувач відділу люмінофорів і барвників ДНУ НТК «Інститут монокристалів» НАН України

Матеріальні, технологічні і теплові розрахунки в курсовому та
M15 **дипломному проектуванні : навч.-метод. посіб. / Фалалєєва Т. В.,**
Жирнова С. В., Петров С. О. – Харків : НТУ «ХП», 2024. – 142 с
ISBN

В доступній формі викладається методика виконання матеріальних, технологічних і теплових розрахунків апаратів безперервної та періодичної дії. У додатках наведені дані, які необхідні для виконання теплових розрахунків.

Призначено для студентів спеціальності 161 – «Хімічні технології та інженерія» денної та заочної форм навчання.

Іл. 8. Табл. 40. Бібліогр.: 15 назв.

УДК 66:664.314:687.5(075)

ББК 35.68

© Т. В. Фалалєєва, С. В. Жирнова,
С. О. Петров 2024.

ISBN

ВСТУП

Метою цього видання є методична допомога студентам усіх форм навчання спеціальності 161 «Хімічні технології та інженерія» у курсовому та дипломному проектуванні при виконанні матеріальних, технологічних і теплотехнічних розрахунків.

Дипломний проект (ДП) є завершальною формою підготовки спеціаліста та оцінкою здобутих студентом знань і вмінь відповідно до кваліфікаційної характеристики спеціальності.

У процесі підготовки дипломного проекту студент повинен уміти:

- систематизувати, розширювати і закріплювати теоретичні знання;
- творчо підходити до рішення економічних, технічних і правових проблем (задач, ситуацій) у галузі хімічної технології;
- застосовувати одержані знання, аналізувати та вирішувати проблемні ситуації на практиці;
- самостійно аналізувати цілі та завдання роботи, визначати їх місце серед взаємозв'язаних проблем, шлях їх реалізації;
- залучати необхідну науково-економічну, нормативно-методичну, патентно-правову інформацію періодичних видань, а також використовувати необхідну інформацію вибіркового дослідження та спостережень;
- використовувати комп'ютерну та організаційну техніку й пакети прикладних оригінальних програм;
- забезпечувати дотримання діючих нормативів, інструктивно-методичних матеріалів, вимог державних, галузевих стандартів та стандартів НТУ «ХП».

Курсове проектування є передумовою виконання дипломного проекту. Курсовий проект дає можливість більш детально систематизувати теоретичні знання, оволодіти технологічними розрахунками та здобути навички з розв'язання інженерних задач на прикладі конкретного складного хіміко-технологічного процесу (СХТП).

У дипломному проектуванні матеріальні і технологічні розрахунки виконуються для всіх стадій СХТП виробництва, що проектується.

Теплотехнічний розрахунок реакційного апарата виконується для однієї стадії СХТП, що є головною у даному виробництві.

У додатках та номограмах наведені всі необхідні дані, що використовуються при виконанні теплових розрахунків.

За формою дипломний проект – це комплект документів. Документи дипломного проекту відносяться до нормативно-технічних, і містять текстові, графічні матеріали, оформлені відповідно до вимог нормативних документів [14–15].

Дипломний проект містить пояснювальну записку, що включає:

- титульний аркуш;
- відомість документів ДП;
- завдання на виконання ДП;
- звіт про виконання ДП;
- графічну частину, що містить розробки, а також конструкторські, технологічні, програмні та інші ілюстративні матеріали.

Звіт про виконання дипломної роботи включає послідовно такі структурні елементи:

- титульний аркуш;
- реферат;
- зміст;
- перелік позначень і скорочень (за наявності);
- вступ;
- основну частину (розділи звіту);
- висновки;
- список джерел інформації;
- додатки (за необхідності).

Основна частина дипломного проекту включає:

- Аналітичний огляд;
- РОЗДІЛ 1 Стадії і хімізм отримання продукту;
- РОЗДІЛ 2 Характеристика цільового продукту, сировини, напів-продуктів та матеріалів;
- РОЗДІЛ 3 Опис технологічного процесу виробництва;
- РОЗДІЛ 4 Матеріальні розрахунки виробництва;
- РОЗДІЛ 5 Технологічний розрахунок устаткування;

- РОЗДІЛ 6 Теплотехнічний розрахунок реакційних апаратів;
- РОЗДІЛ 7 Методи аналізу та контролю виробництва;
- РОЗДІЛ 8 Техніко-економічна ефективність виробництва;
- РОЗДІЛ 9 Охорона праці і навколишнього середовища;
- РОЗДІЛ 10 Будівельна частина;
- РОЗДІЛ 11 Автоматизація та механізація виробництва;
- РОЗДІЛ 12 Цивільна оборона;
- Висновки;
- Додатки
- Перелік джерел інформації.

1. МАТЕРІАЛЬНИЙ БАЛАНС ВИРОБНИЦТВА

Матеріальний розрахунок виробництва потрібен для визначення кількостей вихідної сировини і матеріалів, необхідних для одержання певної кількості готової продукції (1000 кг, 100 кг і т. д.) Дані матеріальних розрахунків є основою для технологічних розрахунків (визначення числа одиниць та об'єктів необхідного устаткування), а також є вихідними параметрами при виконанні теплотехнічних розрахунків устаткування.

Матеріальні розрахунки проводяться для кожної стадії хіміко-технологічного процесу (ХТП) і базуються на законі збереження маси:

$$\Sigma m_{\text{вих}} = \Sigma m_{\text{кін}}, \quad (1.1)$$

де $\Sigma m_{\text{вих}}$ – сума маси вихідних компонентів; $\Sigma m_{\text{кін}}$ – сума маси кінцевих продуктів.

Найбільш поширеним для періодичних процесів є складання матеріального балансу стосовно однієї тони готового продукту.

Для розрахунків кількості речовин, що завантажуються, та отриманих продуктів необхідно знати рівняння, за якими проходять хімічні реакції, вихід продуктів на окремих стадіях і загальний вихід по виробництву.

Матеріальний баланс будь-якої стадії технологічного процесу, у якому взаємодіють речовини A і B , а виходять C і D , може мати загальний вигляді:

$$G_A + G_B = G_C + G_D + G_A^i + G_B^i + \Delta G, \quad (1.2)$$

де G_A, G_B, G_C, G_D – маси відповідних речовин; G_A^i і G_B^i – маси речовин A й B , що не вступили в реакцію; ΔG – втрати або домішки.

Тоді вихід на даній стадії дорівнює

$$\eta = G_C / G_C^m, \quad (1.3)$$

де G_C^m – кількість речовини C , що виходить за стехіометричними розрахунками.

Якщо матеріальний баланс складається на підставі даних технологічного регламенту діючого виробництва, то в ньому звичайно наведені виходи по кожній технологічній стадії.

Загальний вихід виробництва залежить від кожної стадії технологічного процесу, включаючи операції механічної переробки, і дорівнює добутку виходів:

$$\eta_{\text{заг}} = \eta_1 \cdot \eta_2 \cdot \eta_3, \quad (1.4)$$

де η_1 , η_2 , η_3 – виходи відповідно по кожній стадії технологічного процесу.

Після цього визначається перерахунковий коефіцієнт – число, що показує, у скільки разів необхідно збільшити або зменшити регламентні завантаження реагентів, щоб одержати на останній стадії необхідну кількість продукту. Якщо матеріальний баланс складається на 1000 кг готового 100 %-го продукту, то перерахунковий коефіцієнт дорівнює

$$K = \frac{1000}{G_0}, \quad (1.5)$$

де G_0 – маса знятого продукту з операції (вихід готового 100 %-го продукту на останній стадії, що відповідає регламентному завантаженню сировини на одну операцію), кг.

Якщо маса знятого продукту з операції невідомо, то перерахунковий коефіцієнт визначається в такий спосіб:

Нехай M_A – молекулярна маса початкового продукту A , за яким ведеться розрахунок (той, що береться на реакцію в недостатчі); M_C – молекулярна маса кінцевого продукту C ; η – загальний вихід продукту у виробництві (якщо виробництво багатостадійне) або по окремій стадії (якщо виробництво складається з однієї стадії); $G_{\text{реаг}}$ – кількість 100 %-го вихідного компонента A , що завантажується за регламентом.

Тоді розрахункова кількість вихідного компонента A , необхідна для одержання 1000 кг готового продукту:

$$G_p = \frac{1000 \cdot M_A}{M_C \cdot \eta}. \quad (1.6)$$

Перерахунковий коефіцієнт:

$$K = \frac{G_p}{G_{\text{рег}}}. \quad (1.7)$$

Якщо виробництво багатостадійне і на одній із стадій є зменшення (збільшення) кількості операцій, то це повинно враховуватись при визначенні перерахункового коефіцієнта. При цьому для даної й усіх наступних стадій перерахунковий коефіцієнт має бути перемножений (поділений) на коефіцієнт зменшення (збільшення) кількості операцій.

Далі, ґрунтуючись на даних технологічного регламенту, обчислюють маси всіх компонентів сировини, що завантажується, і продуктів для кожної стадії. Для цього 100 %-ву і технічну масу для кожного компонента, що завантажується, з таблиці завантажень на операцію збільшують у K разів. Розрахунок кількостей реагуючих речовин і отриманих продуктів проводять за компонентом, що береться на реакцію в недостатчі, з урахуванням виходу на даній стадії.

За наявності побічних реакцій вони розраховуються після основної реакції за залишковими кількостями компонентів.

Результати проведених обчислень оформляють у вигляді таблиць «Завантажено» і «Отримано».

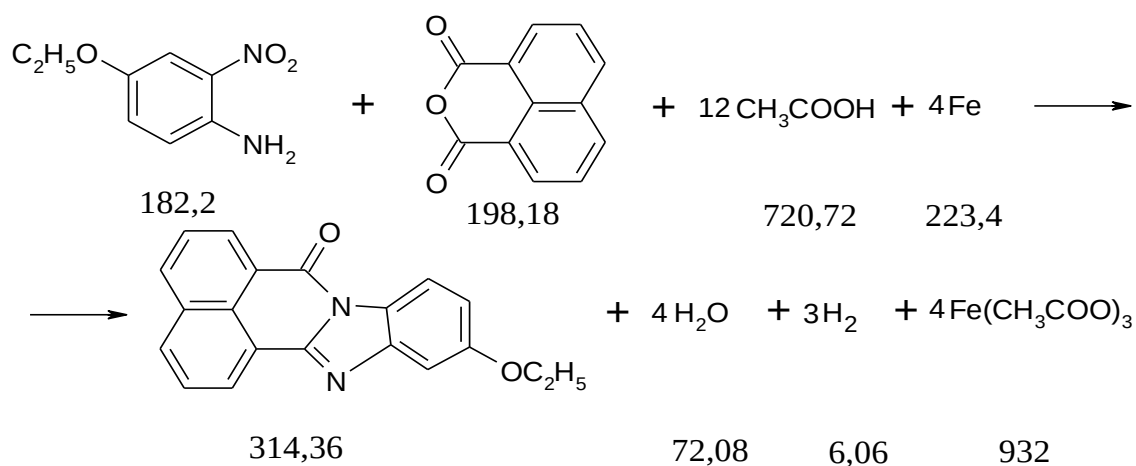
Приклад розрахунку 1

Скласти матеріальний баланс стадії відновлення 3-нітро-4-аміно-фенетолу залізом з одночасною конденсацією з нафталевим ангідридом в середовищі оцтової кислоти на основі даних, наведених у табл. 1.1.

Вихідні дані

Знімання продукту з операції (з останньої стадії) – 215 кг.

Вихід від теоретичного (на цій стадії) – 90,29 %.



Таблиця 1.1 – Завантаженість початкових речовин на операцію

Найменування сировини	Мол. маса	Масова доля, %	Маса, кг		Кількість реч., кмоль	Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
			технічна	100 %			
1. Оцтова кислота, в тому числі регенована оцтова кислота	60,06	99,5	340,7	339	5,644	1,05	324,48
2. 3-нітро-4-аміно-фенетол	182,18	95	18,95	18,0	0,098		
3. Нафталевий ангідрид	198,16	98	17,75	17,4	0,087		
4. Залізний порошок	56,0	т. р.	21,9				

Хід розрахунку

Перерахунковий коефіцієнт від операції до 1000 кг готового продукту:

$$K = \frac{1000}{215} = 4,651.$$

Даний коефіцієнт можна розрахувати і в такий спосіб:

розрахункова кількість вихідного компонента, необхідна для одержання 1000 кг готового продукту дорівнює

$$G_p = \frac{1000 \cdot 198,18}{314,36 \cdot 0,779} = 809,27 \text{ кг},$$

перерахунковий коефіцієнт:

$$K = \frac{809,27}{174,00} = 4,651.$$

Завантаження початкових речовин

Оцтова кислота технічна (99,5 %):

технічна маса:	$3407,04 \cdot 4,651 = 15846,12$ кг.
100 % маса:	$3390,0 \cdot 4,651 = 15766,89$ кг.
органічні домішки:	$15846,12 - 15766,89 = 79,23$ кг.

3-нітро-4-амінофенетол технічний (95 %):

технічна маса:	$189,47 \cdot 4,651 = 881,24$ кг.
100 % маса:	$180,00 \cdot 4,651 = 837,18$ кг.
вода (1 %):	$881,24 \cdot 0,01 = 8,81$ кг.
неорганічні домішки (0,8 %):	$881,24 \cdot 0,008 = 7,05$ кг.
органічні домішки (3,2 %):	$881,24 \cdot 0,032 = 28,2$ кг.

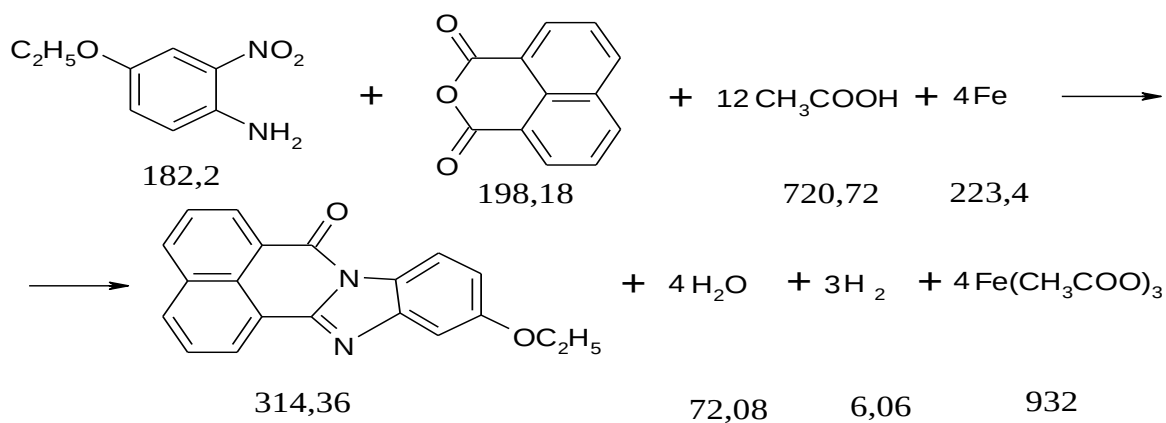
Нафталевий ангідрид (98 %):

технічна маса:	$177,55 \cdot 4,651 = 825,79$ кг.
100 % маса:	$174,0 \cdot 4,651 = 809,27$ кг.
органічні домішки:	$825,79 - 809,27 = 16,52$ кг.

Залізний порошок:

$$219 \cdot 4,651 = 1018,57 \text{ кг.}$$

Отримання кінцевих продуктів



У результаті реакції витрачено нафталенового ангідриду з урахуванням виходу на стадії: $809,27 \cdot 0,9029 = 730,69$ кг.

Залишок нафталенового ангідриду, який не прореагував:

$$809,27 - 730,69 = 78,58 \text{ кг.}$$

У результаті реакції витрачено 3-нітро-4-амінофенетолу:

$$198,18 - 182,2$$

$$730,69 - X \text{ кг}$$

$$X = 671,77 \text{ кг.}$$

Залишок 3-нітро-4-амінофенетолу, який не прореагував:

$$837,18 - 671,77 = 165,41 \text{ кг.}$$

У результаті реакції витрачено оцтової кислоти:

$$198,18 - 12 \cdot 60,06$$

$$730,69 - X \text{ кг}$$

$$X = 2657,30 \text{ кг.}$$

Залишок оцтової кислоти, який не прореагував:

$$15766,89 - 2657,30 = 13109,59 \text{ кг.}$$

У результаті реакції витрачено залізного порошку:

$$198,18 - 4 \cdot 55,85$$

$$730,69 - X \text{ кг}$$

$$X = 823,68 \text{ кг.}$$

Залишок залізного порошку, який не прореагував:

$$1018,57 - 823,68 = 194,89 \text{ кг.}$$

У результаті реакції утворилось люмініору:

$$198,18 - 314,36$$

$$730,69 - X \text{ кг}$$

$$X = 1159,05 \text{ кг.}$$

У результаті реакції утворилось води:

$$198,18 - 4 \cdot 18,02$$

$$730,69 - X \text{ кг}$$

$$X = 265,76 \text{ кг.}$$

Усього води: $265,76 + 8,81 = 274,57$ кг.

У результаті реакції утворилось водню:

$$198,18 - 3 \cdot 2,02$$

$$730,69 - X \text{ кг}$$

$$X = 22,34 \text{ кг.}$$

У результаті реакції утворилось оцтовокислого заліза:

$$198,18 - 4 \cdot 233$$

$$730,69 - X \text{ кг}$$

$$X = 3436,29 \text{ кг.}$$

Результати розрахунків зведено в таблицю 1.2.

Таблиця 1.2 – Матеріальні розрахунки на стадії відновлення

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		технічна	100 %		
1	2	3	4	5	6
<i>Завантажено:</i>					
1. Оцтова кислота:		15846,12		1,05	15091,5
а) оцтова кислота	99,5		15766,89		
б) органічні домішки	0,5		79,23		
2. 3-нітро-4-мінофенетол:		881,24			
а) основна речовина.	95,0		837,18		
б) вода	1,0		8,81		
в) неорганічні домішки	0,8		7,05		
г) органічні домішки	3,2		28,2		
3. Нафталевий ангідрид:		825,79			
а) основна речовина	98,0		809,27		
б) органічні домішки	2,0		16,52		
4. Залізний порошок	–	1018,57	1018,57		
Разом		18571,72	18571,72		
<i>Отримано:</i>					
1. Суспензія люмінору:		18549,38		1,07	17335,9
а) люмінор	6,25		1159,05		
б) оцтовокисле залізо	18,53		3436,29		
в) вода	1,48		274,57		
г) нафталевий ангідрид	0,42		78,58		
д) 3-нітро-4-аміно-фенетол	0,89		165,41		
е) оцтова кислота	70,67		13109,59		
ж) залізо	1,05		194,89		
з) органічні домішки	0,67		123,95		
і) неорганічні домішки	0,04		7,05		
2. Газы, що відходять					
а) водень	–	22,34	22,34		
Разом		18571,72	18571,72		

Приклад розрахунку 2

Скласти матеріальний баланс стадії подрібнення сировини виробництва мукалтину на основі даних, наведених у табл. 1.3.

Вихідні дані

Виробництво мукалтину поділяють на 5 стадій:

1. Подрібнення сировини ($\eta = 0,97$).
2. Екстракція ($\eta = 0,95$).
3. Упарювання водного екстракту ($\eta = 1$).
4. Відстоювання і фільтрація ($\eta = 0,97$).
5. Сушка вологого осаду ($\eta = 0,99$).

Знаходимо загальний вихід:

$$\eta_{\text{заг}} = 0,97 \cdot 0,95 \cdot 1 \cdot 0,99 \cdot 0,97 = 0,8849.$$

Маса знімання продукту з операції: $7,21 \cdot 0,8849 = 6,3802$ кг.

Перерахунковий коефіцієнт від операції до 1000 кг готового продукту знаходимо за формулою (1.5):

$$K = 1000/6,3802 = 156,7337.$$

Стадія 1: Подрібнення сировини ($\eta = 0,97$)

Завантаження на операцію стадії подрібнення сировини наведено в таблиці 1.3.

Таблиця 1.3 – Таблиця завантажень початкових речовин на операцію

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		технічна	100 %		
1. Трава алтея	5,0	144,2	7,21	—	—

Хід розрахунку

Завантажено початкових продуктів:

трави алтея: $144,2 \cdot 156,7337 = 22600,9995$ кг,

у тому числі

мукалтину: $22600,9 \cdot 0,05 = 1130,0499$ кг.

шроту: $22600,9 \cdot 0,95 = 21470,9495$ кг.

Отримано кінцевих продуктів:

трави алтея: $22600,9995 \cdot 0,97 = 21922,9695$ кг,

у тому числі

мукалтину: $21922,9695 \cdot 0,05 = 1096,145$ кг,

шроту: $21922,9695 \cdot 0,95 = 20826,821$ кг.

Втрати складають 3 %:

трави алтея: $21922,9695 \cdot 0,03 = 678,0299$ кг,

у тому числі

мукалтину: $678,0299 \cdot 0,05 = 33,9014$ кг,

шроту: $21922,9695 \cdot 0,95 = 644,1284$ кг.

Результати розрахунку зведені в таблиці 1.4.

Таблиця 1.4 – Матеріальний баланс стадії подрібнення

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
<i>Завантажено:</i>					
1. Трава алтея:			22600,99	-	-
мукалтин	5	1130,05			
шрот	95	21470,94			
Разом		22600,99	22600,99		
<i>Отримано:</i>					
1. Трава алтея:			21922,96	-	-
мукалтин	5	1096,14			
шрот	95	20826,82			
2. Втрати:			678,03		
трава алтея					
мукалтин	5	33,91			
шрот	95	644,12			
Разом:		22600,99	22600,99		

Стадія 2. Екстракція ($\eta = 0,95$)

Завантажено на операцію стадії екстракції наведено в таблиці 1.5.

Таблиця 1.5 – Кількість сировини, що завантажено на операцію екстракції

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
1. Трава алтея подрібнена	5,0	7,20	144	-	-
2. Вода питна		1750	1750	1,00	1750

Завантажено:

трави алтея подрібненої зі стадії подрібнення сировини:

$$1096,1484 \cdot 0,95 = 1041,3410 \text{ кг.}$$

$$\text{Залишок: } 1096,1484 - 1041,3410 = 54,8074 \text{ кг.}$$

води водопровідної:

$$1750 \cdot 156,7337 = 274283,975 \text{ дм}^3.$$

Одержано:

$$\text{водного екстракту: } 1050 \cdot 156,7337 = 164570,385 \text{ кг.}$$

$$\text{втрати водного екстракту: } 274283,975 - 164570,385 = 109713,59 \text{ кг.}$$

Матеріальний баланс стадії одержання водного екстракту наведено в таблиці 1.6.

Таблиця 1.6 – Матеріальний баланс стадії одержання водного екстракту

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
1	2	3	4	5	6
<i>Завантажено:</i>					
1. Трава алтея: мукалтин шрот	5	1096,1484	21922,9695		
2. Вода	95	20826,8210			
		274283,975	274283,975	1,00	274283,97
Разом:		296206,9445	296206,9445		
<i>Отримано:</i>					
1. Водний екстракт: мукалтин вода	0,64	1041,3410	164570,385	1,01	162941
	99,36	163529,0439			

Закінчення таблиці 1.6

1	2	3	4	5	6
2. Втрати:			130595,2185		
мукалтин	0,05	54,8074			
вода	84,01	109713,59		1,00	109713,59
щрот	15,94	20826,8210			
Разом		296206,9445	296206,9445		272654,59

Стадія 3. Упарювання водного екстракту ($\eta = 1$)

Завантаження на операцію стадії упарювання водного екстракту наведено в таблиці 1.7.

Таблиця 1.7 – Кількість сировини, що завантажено на операцію упарювання водного екстракту

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
Кубовий залишок зі стадії 2	13,3	140,00	1050	1,01	1039,6

Завантажено:

стадія упарювання водного екстракту (технічна маса): 164570,385 кг.

Одержано:

упареного водного екстракту (технічна маса): $140 \cdot 156,7337 = 21942,718$ кг.

Матеріальний баланс стадії упарювання водного екстракту наведено в таблиці 1.8.

Таблиця 1.8 – Матеріальний баланс стадії упарювання водного екстракту

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
1	2	3	4	5	6
<i>Завантажено:</i>					
1. Водний екстракт			164570,385	1,01	162941
мукалтин	0,64	1041,3410			
вода	99,36	163529,0439		1,0	
Разом	100	164570,385	164570,385		162941

Закінчення таблиці 1.8

1	2	3	4	5	6
<i>Отримано:</i> 1. Упарений водний екстракт мукалтин вода конденсатна вода	5 95	1041,3410 20901,3769 142627,667	21942,718 142627,667	1,08 1,00	20317,33 142627,667
Разом	100	164570,385	164570,385		162941

Стадія 4. Осадження і фільтрація ($\eta = 0,97$)

Кількість сировини, що завантажено на операцію осадження і фільтрацію наведено в таблиці 1.9.

Таблиця 1.9 – Кількість сировини, що завантажено на операцію осадження і фільтрацію

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
1. Реакційна маса стадії упарювання:	77	107,80	140	0,8675	691,4
спирт конденсат	92	386,40	420,00	0,82	512,2
спирт на репульпацію	92	128,80	140,00	0,82	114,8
спирт етиловий	96,4	89,00	110	0,80	134,15

Завантажено:

Спирту етилового:

технічна маса: $420 \cdot 156,7337 = 65828,154$ кг;

маса 100 %: $386,40 \cdot 156,7337 = 60561,9016$ кг;

води в упареному розчині: $65828,154 - 60561,9016 = 5266,2523$ кг.

Спирту на репульпацію (92 %):

технічна маса: $140 \cdot 156,7337 = 21942,78$ кг;

маса 100 %: $128,80 \cdot 156,7337 = 20187,3005$ кг;

вода: $21942,718 - 20187,3005 = 1755,4174$ кг.

Спирту 96,4 %:

технічна маса: $110 \cdot 156,7337 = 17240,707$ кг;

маса 100 %: $110 \cdot 0,964 \cdot 156,7337 = 16620,04$ кг;

вода: $17240,707 - 16620,0415 = 620,6654$ кг.

Одержано:

мукалтину: $1041,3410 \cdot 0,97 = 1010,1008$ кг.

залишок мукалтину: $1041,3410 - 1010,1008 = 31,2402$ кг.

Вологого осаду:

технічна маса: $21,8007 \cdot 156,7337 = 3416,9011$ кг;

маса 100 % спирту етилового: $3448,1414 - 1041,3410 = 2406,8$ кг.

Втрати спирту етилового: $96,4 \cdot 156,7337 = 15109,1286$ кг.

Усього води у фільтраті:

$20901,3769 + 5266,25232 + 1755,41744 + 620,6654 = 28543,7121$ кг.

Усього спирту етилового:

$60561,9016 + 20187,3005 + 16620,041548 = 97369,2437$ кг.

Матеріальний баланс стадії осадження і фільтрації наведено в таблиці 1.10.

Таблиця 1.10 – Матеріальний баланс стадії осадження і фільтрації

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
1	2	3	4	5	6
<i>Завантажено:</i>					
1. Упарений водний екстракт:			21942,718	1,1	18990,787
мукалтин	4,7	1041,3410			
вода	95,3	20901,3769			
2. Спирт 92 %:			65828,154	0,8	82285,19
вода в упареному розчині		5266,2523			
спирт етиловий		60561,9016			
3. Спирт на репульпацію 92 %			21942,718	0,8	27428,40
вода		1755,4174			
спирт етиловий		20187,3005			
4. Спирт 96,4 %			17240,707	0,8	21550,88
вода		620,6654			
спирт етиловий		16620,04			
Разом		126954,2964	126954,2964		150255,2575

Закінчення таблиці 1.10

<i>Одержано:</i>					
1. Вологий осад:			3416,9011		3008,5
мукалтин	29,5	1010,1008			
спирт етиловий	70,5	2406,8			
2. Фільтрат:			108428,2671		
вода	26,32	28543,712		1,0	28543,712
спирт етиловий	73,64	79853,3147		0,8	99816,625
мукалтин	0,04	31,2402			
3. Втрати спирту		15109,1286	15109,1286	0,8	18886,412
Разом		126954,2964	126954,2964		150255,2575

Стадія 5. Сушка ($\eta = 0,99$)

Кількість сировини, що завантажено на операцію сушки мукалтину наведено в таблиці 1.11.

Таблиця 1.11 – Кількість сировини, що завантажено на операцію сушки

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
Реакційна маса стадії осадження і фільтрації	29,5	6,44	21,80	–	–

Завантажено:

Реакційної маси стадії осадження і фільтрації:

технічна маса: $21,80 \cdot 156,7337 = 3416,9011$ кг;

маса 100 %: $6,44 \cdot 156,7337 = 1010,1008$ кг.

спирту етилового: $3416,9011 - 1010,1008 = 2406,8$ кг.

Одержано:

мукалтину: $1010,1008 \cdot 0,99 = 1000$ кг (що відповідає нормі для одержання 1 тони готового продукту).

спирту етилового: 40 кг.

пари спирту етилового, що відходить: $2406,8 - 40 = 2366,8$ кг.

Таблиця 1.12 – Матеріальний баланс стадії сушки

Найменування сировини	Масова доля, %	Маса, кг		Густина, кг/дм ³	Об'єм, дм ³
		100 %	технічна		
<i>Завантажено:</i>					
1. Реакційна маса стадії:			3416,9011	—	—
мукалтин	29,5	1010,1008			
спирт етиловий	70,5	2406,8			
Разом		3416,9011	3416,9011	-	-
<i>Одержано:</i>					
1. Субстанція:			1040	-	-
мукалтин 100 %	96	1000			
спирт етиловий	4	40			
2. Пара спирту етилового, що відходить		2366,8	2366,8		
Разом		3416,9011	3416,9011	-	-

2. ТЕХНОЛОГІЧНІ РОЗРАХУНКИ УСТАТКУВАННЯ

Завданням технологічних розрахунків ємнісного устаткування в хімічній промисловості є визначення на окремих стадіях кількості апаратів і їхніх об'ємів, необхідних для забезпечення заданої потужності виробництва.

Якщо в завданні для дипломного проектування передбачено виконання технологічного розрахунку ємнісних апаратів періодичної дії (реакторів, суспензаторів, кристалізаторів і т. д.), то вихідними даними для цієї частини проекту є:

- річна потужність виробництва G_p , т;
- час виготовлення продукту T , діб;
- маса знятого продукту з однієї операції G_0 , т;
- тривалість кожної стадії в годинах, що включає час на проведення всіх елементарних стадій хіміко-технологічних процесів (ХТП) τ , год;
- робочий об'єм реакційної маси на даній стадії V_p , м³.

Якщо час виробітку продукту невідомий, то його можна визначити в такий спосіб:

1) За тривалістю самої довгочасової (лімітуючої) стадії процесу визначається число операцій за добу β , що може бути проведено в одному апараті на цій стадії:

$$\beta = \frac{12}{\tau_{\text{lim}}}, \quad (2.1)$$

де τ_{lim} – тривалість лімітуючої (самої тривалої) стадії процесу, год.

Вираз (2.1) відповідає такій організації, при якому виробництво працює цілодобово, обслуговується, наприклад, в чотири зміни по 6 годин.

Можливі інші шляхи організації виробництва, наприклад, підприємство працює 12 (у дві зміни по 6 годин) або 8 годин на добу. У таких випадках вираз (2.1) матиме вигляд:

$$\beta = \frac{12}{\tau_{\text{lim}}}, \quad (2.2)$$

$$\beta = \frac{8}{\tau_{\text{lim}}}. \quad (2.3)$$

2) Добова потужність виробництва, т/добу:

$$G_{\text{дiб}} = G_0 \cdot \beta, \quad (2.4)$$

де G_0 – маса знятого цільового продукту з однієї операції, т.

3) Час виробітку продукту, відповідно до річної потужності виробництва, діб:

$$T = \frac{G_p}{G_{\text{дiб}}}. \quad (2.5)$$

Якщо розрахований час виробітку складає більше 330 діб, то розглядається питання про збільшення числа одиниць установлюваного устаткування на стадії, що лімітує, з метою скорочення витрат часу на переробку заданої кількості реакційних мас.

2.1. Послідовність виконання технологічних розрахунків

Добова потужність виробництва, т/добу:

$$G_{\text{дiб}} = \frac{G_p}{T}. \quad (2.6)$$

2.1.1. Технологічні розрахунки реакторів періодичної дії

Для технологічного розрахунку реакторів безперервної дії необхідно розрахувати кількість операцій за добу, та об'єм реакційного апарату враховуючи потреби технологічного процесу.

1) Кількість операцій за добу, необхідних для забезпечення добової потужності:

$$\alpha = \frac{G_{\text{дiб}}}{G_0}. \quad (2.7)$$

В окремих випадках має місце зменшення (збільшення) кількості операцій, що потрібно враховувати при розрахунку α . Наприклад, якщо відповідно до діючого технологічного регламенту проводять збільшення кількості операції порівняно з попередньою у 1,15 рази, то коефіцієнт α для всіх попередніх стадій дорівнює $1,15\alpha$. І навпаки, якби мало місце дроблення операції, коефіцієнт α для всіх попередніх дорівнював би $\alpha/1,15$.

2) Кількість операцій за добу по кожній стадії, яку можна виконати в одному апараті:

$$\beta = \frac{24}{t}, \quad (2.8)$$

де t – тривалість кожного СХТП в годинах (з регламенту таблиці «Норми технологічного режиму»).

3) Розрахункове число апаратів на кожній стадії, необхідне для забезпечення заданої потужності виробництва:

$$N_p = \frac{\alpha}{\beta}. \quad (2.9)$$

Отримане значення N_p округляють до більшого цілого числа та одержують установочне число апаратів N_y .

4) Необхідний об'єм реакційного апарата на даній стадії технологічного процесу, м^3 :

$$V_a = \frac{V_p}{\phi}, \quad (2.10)$$

де V_p – робочий об'єм апарата (об'єм реакційної маси в ньому), м^3 .

Його можна знайти за формулою:

$$V_p = V_r \cdot G_0, \quad (2.11)$$

де V_r – об'єм реакційної маси на даній стадії процесу в перерахунку на 1 т готового продукту (за даними матеріальних розрахунків), м^3 ; ϕ – коефіцієнт заповнення апарата, за допомогою якого встановлюється припустимий ступінь заповнення його об'єму реакційною масою.

5) Звичайне значення параметра ϕ вибирають у межах 0,7...0,85 (для апаратів, у яких проходження процесу не супроводжується утворенням піни) і 0,4...0,6 (для апаратів, у яких процеси супроводжуються утворенням піни або закипанням реакційної маси).

Коефіцієнт заповнення діючого апарата на даній стадії можна знайти за таблицею завантажень технологічного регламенту шляхом ділення суми об'ємів усіх компонентів на об'єм встановленого апарата.

б) Вибір типу реакційного апарата:

При виборі реакційного апарата слід пам'ятати, що вітчизняна промисловість хімічного машинобудування випускає сталеві зварні реактори такого нормального ряду місткостей, м³: 1; 1,6; 2; 2,5; 3,2; 4; 5; 6,3; 10; 12; 16; 25; 32; 40; 50.

Місткість установлюваного апарата вибирається з цього ряду за ближчим більшим значенням від розрахованого необхідного об'єму.

Далі тип установлюваного ємнісного апарата вибирається за каталогами хімічного машинобудування з урахуванням конкретних особливостей апаратів і проходження процесу (необхідна місткість, спосіб перемішування, матеріал корпусу, спосіб нагрівання або охолодження, наявність нижнього спуску і т. д.)

Остаточно вибираючи тип апарата за каталогом обов'язково враховуються такі дані, необхідні для проведення теплових розрахунків:

- основні конструкційні розміри, мм;
- маса апарата, кг;
- площа поверхні теплообміну, м²;
- тип мішалки і число її обертів, с⁻¹.

2.1.2. Технологічні розрахунки реакторів безперервної дії

Основними показниками реакторів безперервної дії є їх площа перерізу або діаметр поперечного розрізу f та довжина (висота) реактора L .

Метою технологічних розрахунків реакторів безперервної дії є встановлення указаних величин та кількості реакторів n .

Розглянемо ці питання на прикладі безперервного одностадійного процесу. Використовуючи дані матеріального балансу та задану потужність виробництва, знайдемо об'єм реагентів, що проходять через апарат за одиницю часу V_{τ_1} , м³/с.

Матеріальний баланс потоку має вигляд:

$$V_{\tau_1} = f \cdot L, \quad (2.12)$$

де f – площа перерізу, м²; L – лінійна швидкість потоку, м/с.

Якщо праву частину рівняння (2.12) поділити і помножити на L отримаємо:

$$V_{\tau_1} = f \cdot L, \quad (2.13)$$

Враховуючи те, що

$$V_p = f \cdot L, \quad (2.14)$$

$$\frac{W}{L} = \frac{1}{\tau}, \quad (2.15)$$

де V_p – об'єм робочої зони реактора, м³; L – довжина (висота) реактора, м;
 τ – час перебування реагентів у реакторі, с.

Отримаємо:

$$V_{\tau_1} = \frac{V_p}{\tau}. \quad (2.16)$$

Звідки робочий об'єм реактора має вигляд:

$$V_p = V_{\tau_1} \cdot \tau, \quad (2.17)$$

довжина (висота) реактора:

$$L = W \cdot \tau. \quad (2.18)$$

Ураховуючи рівняння (2.14) можна записати:

$$V_p = f \cdot W \cdot \tau, \quad (2.19)$$

звідки
$$f = \frac{V_p}{W\tau}, \quad (2.20)$$

оскільки
$$f = \frac{\pi D^2}{4}, \quad (2.21)$$

де D – діаметр реактора, м.

Ураховуючи рівняння (2.20) і (2.21) можна визначити D , м:

$$D = \sqrt{\frac{4V_p}{\pi W \tau}}. \quad (2.22)$$

Розрахунки наведені вище, відносяться до реакторів безперервної дії, що не містять у собі допоміжних пристроїв або заповнені насадкою.

Якщо f – площа поперечного розрізу, яку отримано в результаті розрахунку, а f_n – площа поперечного розрізу насадок, вільна частина поперечного розрізу дорівнюватиме:

$$f_b = f - f_n. \quad (2.23)$$

тобто буде менше розрахованої.

У кожному випадку розраховану площу f збільшують на вільного поперечного розрізу K_b , який дорівнює

$$K_b = \frac{f + f_n}{100}. \quad (2.24)$$

Якщо при розрахунках будуть отримані значні, технічно неприйнятні розміри L і f , то довжину L потрібно розділити на n рівних частин (L/n) і конструктивно сполучити їх послідовно у вигляді змійовика.

Аналогічно, розділивши f на n_1 частин, установлюють n_1 реакторів, що працюють паралельно, кожний із яких має площу поперечного розрізу f/n_1 .

3. ВИБІР І ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК ФІЛЬТРІВ ДЛЯ РОЗДІЛЕННЯ ПРОМИСЛОВИХ СУСПЕНЗІЙ

Фільтрування – це процес розділення неоднорідних систем (суспензій) на дисперсійну (фільтрат) та дисперсну фази (осад) шляхом пропускання рідини через фільтрувальну перегородку. Швидкість фільтрування поступово падає з ростом товщини шару осаду, що викликає необхідність проведення процесу при, можливо, більш короткому періоді фільтрування.

3.1. Особливості розділення промислових суспензій методом фільтрування

Для деяких фільтрів скорочення часу циклу обмежене мінімально припустимою товщиною осаду. Найменш рекомендовані значення припустимої товщини шару наведені в таблиці 3.1.

Таблиця 3.1 – Рекомендована товщина шару осаду при фільтруванні

Тип фільтра	Властивості осаду				Час, години
	зерно-подібний	міцний маловологий	не міцний	слабкий, липкий, сильно мажеться	
Товщина шару осаду, мм					
Барабанний	8	5	8	10	4
Дисковий	10	8	10	12	3
Внутрішній	10	6	10	–	3
Тарілчастий	16	16	20	–	2
Карусельний	6	6	6	6	6
Стрічковий	4	4	6	8	4
Листовий	3	3	4	5	–
Патронний	3	3	4	5	–
Фільтр-прес з горизонтальними плитами	4	3	8	8	10

3.2. Вибір типу, розміру та режиму роботи фільтра

Правильний вибір типу фільтра, його розмірів, режиму роботи можна здійснити лише на основі даних про роботу промислових фільтрів у подібних умовах або, коли такі дані відсутні – на основі результатів спеціальних експериментальних досліджень на лабораторному фільтрувальному пристрої.

Для попереднього вибору типу фільтру рекомендована визначена послідовність аналізу початкових технологічних умов і вимог до процесу розділення, яка зводиться до рішення задач, що наведені нижче.

3.2.1. Визначення тривалості циклу фільтрування

Необхідно розглянути концентрацію та гранулометричний склад твердої фази суспензії, а також в'язкість рідкої фази. Якщо сполучення цих факторів дозволяє одержати при фільтруванні шар осаду достатньої товщини для повного його знімання з перегородки (див. табл. 3.1) та не потребує високої ступені очищення фільтрату (при коротких циклах фільтрат звичайно містить тверду фазу в кількості 0,2–1 % за масою), то можна обирати фільтр безперервної дії, що працює з коротким циклом фільтрування (наприклад барабанний).

Якщо очікується, що при роздільному фільтруванні неможливо одержати шар осаду достатньої товщини, то потрібно обирати фільтр періодичної дії з більш тривалим циклом фільтрації (наприклад фільтр-прес та інші).

Для фільтрації, що освітлює потрібно обирати барабанний фільтр з наливним шаром (вакуумний барабанний фільтр з наливним шаром (вакуумний або під тиском), листовий, патронний).

3.2.2. Фільтрування під вакуумом або під тиском

Фільтри, що працюють безперервно являються вакуумними. При виборі вакуум-фільтра необхідно мати на увазі, що в цих умовах може виникнути пароутворення або кристалізація при даній температурі.

Вибір фільтра періодичної дії допускає фільтрування під тиском.

Якщо осад утворюється аморфним та щільним, тоді застосовують періодичні фільтри, які працюють під тиском, наприклад, друк-фільтри.

3.2.3. Тип фільтра

Обираючи фільтр, потрібно враховувати такі фактори:

1) При великій швидкості відкладання дисперсної фази раціонально обирати фільтри спрямованої вниз фільтрації (внутрішні, тарілчасті, карусельні, стрічковий, нутч- і друк-фільтри, фільтр-преси з горизонтальними плитами).

2) Якщо після фільтрації необхідно промивати осад, то застосовують фільтри, у яких фільтрація при промивці спрямована також вниз.

Розташування фільтруючої перегородки, швидкість її переміщення (а також властивості осаду) зумовлюють максимально можливу кількість промивної рідини відносно до маси осаду, що може складати: до 150 % – на барабанних фільтрах, до 200 % – на тарільчатих, до 500 % – на стрічкових і до 100 % – на карусельних фільтрах. На фільтрах періодичної дії з напрямком фільтрації вниз кількість промивної рідини може бути будь-якою.

Типові дискові та внутрішні фільтри не оснащуються пристроями для промивки.

На листових фільтрах кількість промивної рідини може бути необмеженою, але при вивантаженні суспензії з корпусу фільтра та при набірні промивної рідини часто спостерігають сповзання осаду з поверхні листів. На патронних фільтрах, як і на листових, кількість промивної рідини не обмежується. Імовірність сповзання осаду на патронних фільтрах менша, особливо в патронах з невеликим діаметром. Подача промивної рідини у фільтр, який заповнений суспензією, призводить до сильного розведення фільтрату та підвищеної витрати рідини. Лише у фільтр-пресах, де в кінці фільтрування залишається невеликий об'єм суспензії, промивну рідину можна подати безпосередньо до суспензії, при цьому промивка буде досить ефективною, але при недостатній щільності осаду відбувається його сповзання з поверхні та нерівномірна промивка.

3) Якщо осад під час просушування розтріскується, не можна застосовувати дискові та внутрішні вакуум-фільтри. Якщо після фільтрування йде промивка, то краще обирати барабанні або стрічкові фільтри. Також доцільно застосовувати фільтр-преси з горизонтальними плитами, оснащені пристроєм для подачі повітря через мембрану.

4) За високих вимог до чистоти фільтрату не рекомендується застосовувати фільтри, що працюють з коротким циклом фільтрування

(барабанні, внутрішні, дискові, тарілчасті, карусельні, стрічкові, автоматизовані фільтр-преси з горизонтальними плитами), які дають фільтрат

з вмістом 0,2–1 % твердої фази. У таких випадках краще використовувати фільтри з продовженим циклом фільтрування, причому перші забруднені порції фільтрату слід повертати на фільтр. Більш чистий фільтрат дають патронні, а також гравітаційні фільтри. Чистий фільтрат як при коротких, так і при тривалих циклах фільтрування забезпечують фільтри, що працюють з наливним шаром допоміжної фільтруючої речовини.

5) У разі видалення осаду змиванням рекомендується застосовувати фільтр-преси з гідравлічним розвантаженням осаду, а також дискові фільтри під тиском, листові та патронні фільтри.

6) При фізіологічній шкідливості продуктів слід обирати фільтри герметичної дії, в яких для вивантаження осаду не потрібно розбирати установку.

7) При фільтрації вогне- і вибухонебезпечних продуктів треба застосовувати тільки герметичні фільтри, які заповнюють циркулюючим інертним газом, з вивантаженням осаду в закритий простір.

3.2.4. Конструкційні матеріали для деталей фільтра

Вибір типу фільтра повинен бути проведений з урахуванням характеру суспензії, яка застосовується, та корозійної стійкості матеріалу фільтра. Основними матеріалами, що застосовуються при виготовленні фільтрів, є: для барабанних і стрічкових фільтрів – вуглецева, гумована та кислотостійка сталь; для дискових, внутрішніх, тарілчастих, карусельних фільтрів і фільтр-пресів – вуглецева і кислотостійка сталь; для листових і патронних фільтрів – вуглецева, кислотостійка і гумована сталь, титан; для ємнісних фільтрів – вуглецева, кислотостійка, гумована та емальована сталь.

Для попереднього вибору типу фільтра можуть бути використані дані, наведені в таблиці 3.2 і 3.3.

Таблиця 3.2 – Технологічне призначення фільтрів

Вид фільтрування	Типи фільтрів	
	безперервної дії	періодичної дії
Освітлення (фільтрування без утворення істотного шару осаду)	БН, БгН, БдН	ДП, Е, Ед, Лг, ЛВ, ЛГ, П, Ц, Ф
Розділення з віджимом осаду (фільтрування з утворення істотного шару осаду)	Т, К, Л, Б, Бг, Бд	Е, Ед, ФГА, ЛВ, ЛГ, П, Ц, Ф
Розділення з віджимом та промивкою осаду (осад після фільтрування промивається на фільтрі)	Т, К, Л, Б, Бг, Бд	Ф
Концентрація (згущення). Виділення з суспензії тільки частини рідкої фази	ДдГ, ДдС, ПС	–

Таблиця 3.3 – Позначення типів фільтрів

Позначення	Тип фільтра	Кількість типорозмірів	Фільтруюча поверхня, м ²
1	2	3	4
Б	Барабанний вакуум-фільтр	40	0,25; 1,5; 1; 3; 5; 6; 10; 20; 30; 40; 45; 50; 60
БН	Барабанний вакуум-фільтр з наливним шаром	4	1; 3; 10; 45
Бг	Барабанний гравітаційний фільтр	6	20; 40; 60
БгН	Барабанний гравітаційний фільтр з наливним шаром	1	25
Бд	Барабанний фільтр під тиском	1	5
БдН	Барабанний фільтр під тиском з наливним шаром	1	10
В	Внутрішній вакуум-фільтр	5	10; 25; 40
Д	Дисковий вакуум-фільтр	19	9; 18; 27; 34; 51; 68; 80; 100
Дд	Дисковий фільтр під тиском	2	10; 20
ДдС	Дисковий фільтр під тиском (згущувач)	1	6
ДдГ	Дисковий фільтр під тиском з горизонтальними дисками	1	20
Т	Тарільчатий вакуум-фільтр	2	0,25; 10
К	Карусельний вакуум-фільтр	1	100

Закінчення таблиці 3.3

1	2	3	4
С	Стрічковий вакуум фільтр	10	1; 1,6; 2,5; 3,2; 4
П	Патронний фільтр	9	2,5; 3,6; 5; 10; 80
ДП	Дисково-пакетний фільтр (під тиском)	3	2; 2,8; 10
Ф	Фільтр-прес	295	2; 2,2; 2,5; 5; 5,6; 6; 6,7; 10; 16; 19,5; 22; 24; 25; 30; 32; 36; 39; 40; 45; 50; 52; 56; 63; 70; 80; 90; 100; 112
ФГА, (ФПАК, ФПАКМ)	Фільтр-прес з горизонтальними плитами автоматизований	24	2,5; 5; 10; 25; 50
Е	Ємкісний вакуум-фільтр (нутч-фільтр)	1	1,6
Ед	Ємкісний фільтр під тиском (друк-фільтр)	1	1,6
Лг	Листовий гравітаційний фільтр	4	40; 70
ЛВ	Листовий фільтр вертикальний (під тиском)	7	14; 20; 40; 50; 100; 125
ЛГ	Листовий фільтр горизонтальний (під тиском)	6	12; 20; 44; 50

3.3. Приклади технологічних розрахунків фільтрів

3.3.1. Технологічний розрахунок барабанних вакуум-фільтрів

На виробництві барвника кислотного помаранчевого отримують суспензію барвника в кількості $V = 2042$ л на операцію. Щільність суспензії $\gamma_c = 1,011$ кг/л, вміст барвника 10 % мас. При фільтруванні суспензії барвника на виробничому фільтрі отримують пасту барвника, що містить 40 % барвника, 60 % води та домішки. Щільність $\gamma_n = 1,04$ кг/л. Протягом доби на виробництві проводять 6,72 операції ($\alpha = 6,72$).

Рішення

Характеристика вибраного фільтра. Поверхня фільтрувальної перегородки $F = 5$ м². Розміри барабана, мм: діаметр 1750, довжина 1000; кут занурення барабана в суспензію 138°; кут зон: фільтрування 125°, просушки 60°; промивки та просушування 99°, віддувки 25°, регенерації 24°. Швидкість обертання барабана $0,108 \div 2,05$ об/хв;

середня швидкість переміщення лопатей мішалки 0,83 м/с; об'єм рідини в кориті 1300 дм³; габаритні розміри 2570×2420×2550 мм; маса – 2500 кг.

Поверхня фільтрації барабана F_{ϕ} розраховується:

$$F_{\phi} = \frac{125 \cdot 5}{360} = 1,74 \text{ м}^2.$$

Приймаємо, згідно з таблицею 3.1, найменшу товщину шару осаду 0,008 м, тоді об'єм пасти барвника, що обирається за один оберт фільтра:

$$V^I = F_{\phi} \cdot \delta = 1,74 \cdot 0,008 = 0,0139 \text{ м}^3.$$

Визначаємо швидкість обертання барабана I . Згідно з даними таблиці 3.1, приймаємо час набирання осаду вказаної товщини, що дорівнює 1,75 хв. Тоді швидкість обертання барабана буде:

$$I = \frac{125}{360 \cdot 1,75} = 0,2 I = \frac{125}{360 \cdot 1,75} = 0,2 \text{ об/хв або 1 оберт за 5 хв.}$$

Маса пасти барвника, що відділяється на фільтрі:

$$J_I = \frac{J_c \cdot Y_c \cdot 10}{40} = \frac{2042 \cdot 1,011 \cdot 10}{40} = 516,7 \text{ кг.}$$

Об'єм пасти барвника:

$$V_{\Pi} = \frac{J_{\Pi}}{Y_{\Pi}} = \frac{516,7}{1,040} = 496,8 \text{ л} = 0,4968 \text{ м}^3.$$

Для того щоб на фільтрі вибиралося 0,4968 м³ пасти, фільтр повинен виконати таку кількість обертів:

$$N = \frac{V_{\text{II}}}{V^{\text{I}}} = \frac{0,4968}{0,0139} = 36 \text{ об.}$$

Загальна тривалість процесу фільтрування дорівнює

$$\tau = N^{\text{I}} \cdot I = 36 \cdot 5 = 190 \text{ хв} = 3,2 \text{ год.}$$

Розрахункова кількість фільтрів визначається з наступного співвідношення:

$$m_p = \frac{\alpha}{\beta} = \frac{6,72 \cdot 3,2}{24} = 0,90 \text{ од,}$$

$$\text{де } \beta = \frac{24}{\tau} = \frac{24}{3,2} = 7,5.$$

Приймаємо до експлуатації один фільтр. Продуктивність фільтра щодо сухої речовини:

$$g = \frac{J_c \cdot Y_c \cdot 10}{100 \cdot F \cdot \tau} = \frac{2042 \cdot 1,011 \cdot 10}{100 \cdot 5 \cdot 3,2} = 14,3 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{год.}$$

Для порівняння в таблиці 3.4 наведені практичні дані продуктивності барабанних вакуум-фільтрів у деяких виробництвах.

Таблиця 3.4 – Продуктивність барабанних вакуум-фільтрів при роботі з різними суспензіями барвників у перерахунку на сухий осад

Найменування барвника	Продуктивність, кг/м ² ·год
1	2
Прямий бордо	53,3
Лак помаранчевий	39,8
Кислотний хром коричневий К	37,5
Кислотний синій К	26,5
Кислотний чорний С	21,4
Прямий чорний К	19,9
Прямий коричневий К	17,6
Прямий чорний З	16,5
Кислотний помаранчевий	14,3

Закінчення таблиці 3.4

1	2
Кислотний яскраво-червоний	12,6
Кислотний синій 2К	11,6
Прямий чисто-голубий	10,2
Прямий червоний Х	5,9
Прямий зелений Ж	3,8

Як видно з наведених даних, розрахункова продуктивність обраного вакуум-фільтра узгоджується з практичними даними.

Для забезпечення нормальної роботи фільтра обираємо гідростатичний бак, виходячи з того, що при кількості операцій на добу $\alpha = 6,72$, кожний новий об'єм суспензії, рівний 2042 дм^3 , буде надходити через відрізок часу, що дорівнює

$$\frac{24}{6,72} = 3,5 \text{ год.}$$

Тривалість фільтрації однієї операції дорівнює 3,5 год.

Таким чином, перед тим як буде надходити нова партія суспензії, попередня операція буде вже відфільтрована на фільтрі. Внаслідок цього, об'єм бака може бути обраний рівний об'єму однієї операції суспензії. Приймаємо напірний бак ємністю 2500 л. Коефіцієнт заповнення бака дорівнює

$$\varphi = \frac{2042}{2500} = 0,82.$$

Кількість фільтрату, який получають з однієї операції фільтрування, дорівнює: $2042 - 496,8 = 1545,2 \text{ дм}^3$.

Приймаємо до встановлення збірник фільтрату ємністю 2000 дм^3 .

3.3.2. Технологічний розрахунок фільтр-преса

На основі даних прикладу 3.3.1 зробимо вибір і технологічний розрахунок фільтр-преса. Для вибору типу розмірів фільтра знайдемо об'єм пасти з однієї операції фільтрування:

$$J_I = \frac{V_c \cdot d_c \cdot c_c}{C_n \cdot d_n} = \frac{2042 \cdot 1,011 \cdot 10}{1,04 \cdot 40} = 496,8 \text{ дм}^3.$$

де V_C – об’єм суспензії на операцію, дм^3 ; d_C – щільність суспензії, кг/дм^3 ; c_c – вміст основної речовини в суспензії, %; d_{Π} – щільність пасти, кг/дм^3 ; C_{Π} – вміст основної речовини в пасті, %.

Коефіцієнт заповнення рамного простору фільтр-пресів знаходиться в межах $0,75 \div 0,85$. Враховуючи це, обираємо для встановлення фільтр-прес рамний з електромеханічним затвором з товщиною рам $m = 45$ мм типу ІМЗО-740/45Д.

Характеристика фільтра: поверхня фільтрувальної перегородки $F = 30 \text{ м}^2$; розміри рам в світу 740×680 мм; кількість рам – 30; матеріал пристроїв, які стикуються з суспензією – дерево та кислотостійка сталь; тиск фільтрації 4 кг/м^2 ; габаритні розміри $4790 \times 1400 \times 1440$ мм; маса – 2740 кг.

Знаходимо об’єм рамного простору фільтр-преса:

$$V_{\Pi\Pi} = a \cdot b \cdot c \cdot d \cdot 10^{-6} = 45 \cdot 740 \cdot 680 \cdot 30 \cdot 10^{-6} = 675 \text{ дм}^3,$$

де a – товщина рам, мм; b, c – розміри рам, мм; d – кількість рам, шт.

Коефіцієнт заповнення рамного простору фільтра буде

$$\varphi = \frac{V_{\Pi\Pi}}{V_{\Pi\Pi}} = \frac{496,8}{675} = 0,75,$$

що задовольняє вимогам.

Для визначення загальної тривалості процесу фільтрації τ виходимо з того, що продуктивність фільтр-преса щодо сухого осаду дорівнює $0,7 \div 2,1 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{год}$. То ж приймаємо розрахункову продуктивність фільтр-преса щодо сухого осаду $2 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{год}$.

Загальна тривалість операції фільтрації дорівнюватиме

$$\tau = \frac{V_C \cdot d_C \cdot c_c}{100 \cdot 2 \cdot F} = \frac{2042 \cdot 1,011 \cdot 10}{100 \cdot 2 \cdot 30} = 3,4 \text{ год}.$$

де 2 – продуктивність фільтр-преса, кг/м^2 ; F – поверхня фільтрації, м^2 .

Кількість фільтр-пресів становитиме:

$$m = \frac{\alpha}{\beta} = \frac{6,72 \cdot 3,4}{24} = 0,96.$$

Приймаємо до установки 1 фільтр-прес.

Гідростатичний бак та збірник фільтрату вибираємо, як в прикладі 3.3.1.

Для відома, в табл. 3.5 наведені практичні дані з продуктивності фільтр-преса у деяких виробництвах, а в табл. 3.6 – кількість фільтр-пресів з поверхнею фільтрації 35 м², які можуть замінити один барабанний вакуум-фільтр з поверхнею фільтрації 5 м² (маючи приблизно ті ж самі габарити).

Таблиця 3.5 – Продуктивність фільтр-преса при роботі з різними суспензіями барвників

Найменування барвника	Продуктивність, кг/м ² ·год
Кислотний жовтий метаніловий	1,40
Лак помаранчевий	1,53
Прямий бордо	0,86
Кислотний хром коричневий К	1,52
Конго червоний	1,28
Кислотний синій К	0,79
Кислотний чорний С	1,18
Прямий чорний К	1,41
Кислотний помаранчевий	2,00
Прямий чорний З	1,67
Прямий зелений Ж	0,91
Прямий червоний Х	0,60
Прямий чисто-голубий	1,77

Таблиця 3.6 – Кількість фільтр-пресів, які можуть замінити один барабанний вакуум-фільтр ($F = 5 \text{ м}^2$) при роботі з різними барвниками

Найменування барвника	Кількість фільтр-пресів
Лак помаранчевий	6,6
Кислотний жовтий метаніловий	5,5
Кислотний синій К	4,8
Прямий бордо	4,7
Конго червоний	3,9
Кислотний хром коричневий К	3,5
Кислотний чорний С	2,6
Прямий чорний К	2,0
Кислотний яскраво-червоний	1,8
Прямий чорний З	1,4
Прямий чорний Х	1,4
Кислотний помаранчевий	1,2
Прямий коричневий К	1,2
Кислотний синій 2К	1,0
Прямий чисто-голубий	0,8
Прямий зелений Ж	0,6

3.3.3. Розрахунок фільтр-преса з горизонтальними плитами автоматизованого типу ФГА (ФПАКМ)

Не змінюючи умов задачі, необхідно зробити технологічний розрахунок фільтр-преса з горизонтальними плитами автоматизованого ФПАКМ 10 Н.

Коротка характеристика фільтра: поверхня фільтрування $F = 10 \text{ м}^2$, зазор між плитами 45 мм; кількість фільтруючих плит 12; довжина фільтрувальної тканини 35 м; її ширина 0,845 м; габаритні розміри фільтра 3375×2000×3525 мм; маса без комплектуючого обладнання 8670 кг; площа (без комплектуючого обладнання) займає 6,75 м².

Обираємо найменшу товщину шару осаду 8 мм та тривалість набору осаду 10 хв (див. табл. 3.1). Отже за один цикл буде вибиратися об'єм пасти:

$$V_{\text{ц}} = 10 \cdot 0,008 = 0,08 \text{ м}^3.$$

Визначаємо об'єм пасти, яка відокремлюється на фільтрі заданої кількості суспензії:

$$V_{\Pi} = \frac{2042 \cdot 1,011 \cdot 10}{1,04 \cdot 40} = 496,8 \text{ дм}^3 = 0,4968 \text{ м}^3.$$

Для відділення цієї кількості пасти необхідно, щоб фільтр зробив кількість циклів:

$$N = \frac{V_{\Pi}}{V_{\Pi}} = \frac{0,4968}{0,08} = 6,25.$$

Загальна тривалість роботи циклу являє собою суму тривалість фільтрації та допоміжних операцій (промивка, віджимання, вивантаження, регенерація та інші).

Для розрахунків звичайно приймають, що тривалість фільтрації складає в середньому 30 % від загальної тривалості циклу. Тоді тривалість циклу:

$$T_{\Pi} = 33 \text{ хв} = 0,55 \text{ год.}$$

Отже, повна тривалість роботи фільтра:

$$T = N \cdot T_{\Pi} = 6,25 \cdot 0,55 = 3,45 \text{ год.}$$

Розрахункова кількість фільтрів:

$$N_p = \frac{\alpha}{\beta} = \frac{6,72 \cdot 3,45}{24} = 0,97.$$

Приймаємо кількість фільтрів, які потрібно встановити, $N_p = 1$.

Продуктивність фільтра щодо сухого осаду дорівнює

$$\frac{2042 \cdot 1,011 \cdot 10}{100 \cdot 3,45 \cdot 10} = 6 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{год.}$$

Згідно з виробничими даними продуктивність фільтрів типу ФПАКМ, якщо перерахувати на сухий осад, складає $3 \div 6 \text{ кг/м}^2 \cdot \text{год.}$

4. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК ЦЕНТРИФУГ

Густина суспензії ρ , кг/м³, визначають за формулою:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{\bar{x}}{\rho_t} + \frac{1-\bar{x}}{\rho_p}, \quad (4.1)$$

де $\bar{x}$ – масова частка твердої фази в суспензії; ρ_t , ρ_p – густина твердої і рідкої фаз, кг/м³.

Фактор розділення в центрифугах – відношення прискорення відцентрової сили до прискорення сили тяжіння:

$$K_p = \frac{\omega^2 R}{g} = \frac{n^2 R}{900}, \quad (4.2)$$

де R – радіус барабана, м; ω – кутова частота, с⁻¹; n – частота обертання центрифуги, об/хв.

Продуктивність $V_{\text{год}}$ (об'ємна витрата надходження суспензії, м³/год) відстійної центрифуги з ножовим зніманням осаду типу АОГ при ламінарному режимі осадження визначають з рівняння:

$$V_{\text{год}} = 25,3 \cdot \eta \cdot L \cdot n^2 \cdot R_0^2 \cdot \omega_0 \cdot k, \quad (4.3)$$

де η – коефіцієнт, що враховує відношення дійсної та теоретичної продуктивності центрифуги, який можна приймати рівним 0,4–0,5; L – довжина барабана, м; n – частота обертання ротора, об/хв; R_0 – внутрішній радіус кільцевого шару суспензії, м; ω_0 – швидкість осадження частинок під дією сили тяжіння, м/с. При ламінарному режимі осадження ω_0 визначають за формулою Стокса:

$$\omega_0 = \frac{d^2 (\rho_d - \rho) \cdot g}{18\mu}, \quad (4.4)$$

де d – діаметр частинки, м; ρ_d та ρ – густина дисперсної фази та середовища, кг/м³; μ – динамічна в'язкість середовища, Па·с; k – відношення часу подачі суспензії (часу центрифугування) до загального часу центрифугування.

Швидкість осадження частинок під дією відцентрової сили $\omega_{0ц}$, м/с:

$$\omega_{0ц} = \omega_0 \cdot K_p. \quad (4.5)$$

Індекс продуктивності Σ , м², визначають за формулою

$$\Sigma = F \cdot K_p. \quad (4.6)$$

Для відстійної центрифуги індекс продуктивності Σ , м², можна обчислити за формулою

$$\Sigma = \pi \cdot L \frac{(D-h)^2 \cdot n^2}{1800}, \quad (4.7)$$

де L – довжина барабана, м; D – внутрішній діаметр барабана, м; h – товщина шару рідини, м; n – частота обертання ротора, об/хв.

Для фільтруючих центрифуг з циліндричним барабаном індекс продуктивності, м²:

$$\Sigma = \frac{V_6 n^2}{900 \cdot \ln \frac{R}{R_0}}, \quad (4.8)$$

де V_6 – робочий об'єм барабана, м³; n – частота обертання барабана, об/хв; R – внутрішній радіус барабана, м; R_0 – внутрішній радіус кільцевого шару суспензії в барабані, м.

Робочий об'єм барабана V_6 , м³:

$$V_6 = \pi(R^2 - R_0^2) \cdot L. \quad (4.9)$$

Час центрифугування τ , с, при ламінарному режимі осадження частинок:

$$\tau = \frac{18\mu}{d^2(\rho_t - \rho) \cdot \omega^2} \ln \frac{R}{R_0}, \quad (4.10)$$

де μ – динамічна в'язкість рідкої фази суспензії, Па·с; R та R_0 – відповідно внутрішні радіуси барабана і кільцевого шару суспензії в барабані, м;

d – діаметр частинок, що осаджуються, м; ρ_t та ρ – щільність твердої і рідкої фаз, кг/м³; ω – кутова частота, с⁻¹.

Приклад

Визначити необхідну кількість центрифуг періодичної дії з діаметром барабана 1000 мм, його висотою 600 мм для фільтрування 40 т водної суспензії на добу. Суспензія містить 30 % мас. твердої фази. Відносна щільність твердої фази 1,6. Тривалість однієї операції – 30 хв. Число робочих годин на добу прийнято рівним 20. Коефіцієнт заповнення барабана – 0,5.

Рішення

Визначаємо густину суспензії за формулою:

$$\frac{1}{\rho} = \frac{\bar{x}}{\rho_t} + \frac{1-\bar{x}}{\rho_p} = \frac{0,3}{1600} + \frac{1-0,3}{1000}.$$

Звідси $\rho = 1120$ кг/м³.

При коефіцієнті заповнення барабана центрифуги рівному 0,5 маємо обсяг суспензії (робочий об'єм барабана):

$$V_p = 0,785 \cdot D \cdot H \cdot \psi = 0,785 \cdot 1^2 \cdot 0,6 \cdot 0,5 = 0,235 \text{ м}^3.$$

Продуктивність центрифуги:

$$V = \frac{V_p}{\tau_{ц}} = \frac{0,235}{30 \cdot 60} = 1,3 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Об'ємна витрата розділення суспензії:

$$V = \frac{G_{сп}}{20 \cdot 3600 \cdot \rho_{сп}} = \frac{40 \cdot 10^3}{20 \cdot 3600 \cdot 1120} = 4,96 \cdot 10^{-4} \text{ м}^3/\text{с}.$$

Число центрифуг:

$$Z = \frac{V_{сп}}{V} = \frac{4,96 \cdot 10^{-4}}{1,3 \cdot 10^{-4}} = 3,815.$$

Приймаємо число центрифуг – 4.

5. ТЕХНОЛОГІЧНИЙ РОЗРАХУНОК ДОПОМІЖНИХ АПАРАТІВ

У хімічній промисловості поряд з основною апаратурою, що відрізняється складністю конструкцій, широко застосовуються ємнісні апарати, які не мають внутрішніх технологічних пристроїв і використовуються як допоміжне устаткування хімічних виробництв. За призначенням ці апарати розподіляються на такі:

- накопичувачі газів – ресивери призначені для накопичення стиснених газів і служать в якості буферних ємностей, що зменшують коливання тиску в мережі компресора;
- сховища для рідких продуктів;
- накопичувачі рідини – акумулятори, що використовуються для накопичення рідини під тиском;
- монжуси (проміжні ємності), призначені для прийому і переміщення під тиском газів попередньо накопиченої в них рідини;
- дозатори-ємності, призначені для відмірювання об'єму заданої рідини;
- гідростатичні баки, що заповнюють робочою рідиною і використовують для створення певного гідростатичного тиску за рахунок розташування їх на позначці певної висоти.

Обсяг ємнісного апарату визначається виходячи з матеріального розрахунку виробництва. Якщо ємнісний апарат застосовується для зберігання сировини, то приймають загальний обсяг сировини з запасом за півтори доби.

Обсяг сховищ, що застосовуються для зберігання проміжних продуктів, визначається з умови забезпечення безперервної роботи апаратів і зручності переключень. Якщо ємнісний апарат застосовується для відмірювання певних кількостей реагуючих речовин, то ємність апаратів обирається залежно від кількості рідини, що завантажується на одну операцію реактора.

5.1. Розрахунок необхідної кількості дозаторів рідини

Розрахунок необхідної кількості дозаторів проводять за формулою:

$$n = \frac{\alpha (1 + Z) \cdot \tau}{24}, \quad (5.1)$$

де α – число операцій на даній стадії; τ – тривалість роботи дозатора.

Об'єм дозатора визначають виходячи з витрати продукту, що дозується з урахуванням коефіцієнта заповнення:

$$V_D = V_p / \varphi . \quad (5.2)$$

Коефіцієнт заповнення сховищ, дозаторів та іншої подібної апаратури приймається в межах $0,85 \div 0,90$.

5.2. Розрахунок необхідної кількості сховищ

Для розрахунку сховищ необхідно знати добовий об'єм сировини V_c , коефіцієнт заповнення φ і запас сировини Z , кратний добовій витраті, та прийнятий до зберігання (від однієї до десяти діб).

Вибравши для установки об'єм сховища V_a , визначають їх необхідну кількість:

$$n = \frac{V_c \cdot Z}{V_a \cdot \varphi} . \quad (5.3)$$

Після проведення технологічного розрахунку кожного апарата наводиться його повна характеристика: матеріал, габарити, пристрої для транспортування, завод-виробник і т. д.

6. ТЕПЛОТЕХНІЧНІ РОЗРАХУНКИ РЕАКЦІЙНИХ АПАРАТІВ

Хімічна переробка сировини та матеріалів звичайно пов'язана з витратою або відведенням тепла. У зв'язку з цим при проектуванні хімічних виробництв виникає необхідність розрахунку поверхні теплообміну, а також кількості теплоносія або холодоагенту.

6.1. Основні визначення і загальні відомості

Теплообмін – перенесення тепла між тілами, що мають різну температуру. Рушійною силою будь-якого процесу теплообміну є різниця температур більш і менш нагрітих тіл.

Теплопровідність – перенесення тепла внаслідок хаотичного (теплого) руху мікрочасток, безпосередньо дотичних одна до одної.

Теплоносії – тверді, рідкі або газоподібні середовища, що беруть участь у теплообміні.

Тепловіддача – перенесення тепла від стінки до газоподібного або рідкого середовища або у зворотньому напрямку.

Теплопередача – перенесення тепла від більш до менш нагрітого середовища через поверхню, що розділяє або тверду стінку.

У даний час для отримання складних органічних речовин (напівпродуктів, барвників, лікарських препаратів та ін.) застосовуються, як правило, хімічні реактори періодичної дії. В основі теплотехнічного розрахунку таких реакторів лежить закон збереження енергії, відповідно до якого складається рівняння теплового балансу процесу: у лівій частині наведено надходження тепла, а в правій – його витрату:

$$Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6, \quad (6.1)$$

де Q_1 – тепло, яке ввійшло в апарат із сировиною, що завантажується, кДж; Q_2 – тепло, що підводиться до реактора з теплоносієм або відводиться від реактора з холодоагентом, кДж; Q_3 – тепловий ефект процесу, який складається з теплових ефектів фізичних та хімічних перетворень, що проходять в апараті, кДж; Q_4 – тепло, що утримується в кінцевих компонентах реакційної маси, кДж; Q_5 – тепло, що

витрачається на нагрівання реактора, кДж; Q_6 – тепло, що втрачається реактором у навколишнє середовище, кДж.

Метою теплового розрахунку є складання теплового балансу для кожного етапу теплового процесу, що проходить в реакторі, і визначення на його основі кількості тепла, що підводиться до реактора або відводиться від нього. Потім за значенням Q_2 розраховуються необхідні кількості теплоносіїв (глухої або гострої пари, гарячої води) або холодо-агентів (холодної води, розсолу, льоду).

Крім того, якщо розрахунок проводиться для випадків теплопередачі через оболонку або змійовик апарата, за знайденими для кожного етапу значеннями Q_2 можна розрахувати необхідну поверхню теплообміну, здатну передати цю кількість тепла за визначений час.

Таким чином, послідовність виконання теплотехнічних розрахунків така:

1. Увесь тепловий процес, що проходить в реакторі, розбивається на ряд окремих етапів (температурних зон) з графічним зображенням зміни температури за часом.

2. Для кожної температурної зони складається своє рівняння теплового балансу.

3. Кожне рівняння вирішується шляхом визначення окремих складових Q_1 , Q_2 , Q_3 , Q_4 , Q_5 , Q_6 для кожної температурної зони з наступним розрахунком з цього рівняння значення Q_2 , що є кількістю тепла, яку необхідно підвести або відвести при виконанні технологічного режиму на кожному етапі.

4. Для кожної температурної зони (кожного етапу процесу) за значенням Q_2 визначається витрата теплоносіїв або холодоагентів.

5. Для найбільш теплонапруженої зони процесу, що визначається за максимальним значенням питомого теплового навантаження q , розраховується необхідна поверхня теплообміну для випадків теплопередачі через оболонку або змійовик апарата.

6.2. Побудова графіка залежності температури ведення процесу від часу і визначення температурних зон

У реакторах періодичної дії процес, як правило, проходить при перемінних температурах у часі. Графік зміни температури в ході процесу будується на підставі технологічного регламенту (за даними

розділів «Опис технологічного процесу» та «Норми технологічного режиму»);

у системі координат «Температура – Тривалість процесу». Відповідно до графіка зміни температури весь тепловий процес розбивають на ряд зон, кожна з яких відповідає визначеному етапу в проведенні технологічного процесу (підігрівання від початкової температури до кінцевої, витримка при постійній температурі або охолодження). Наприклад, реакційна маса підігрівається шляхом подачі пари в оболонку апарата від початкової температури 60 °С (початок зони) до кінцевої температури 90 °С (кінець зони). Згідно з цього дві точки з'єднуються прямою на графіку, проекція якої на вісь абсцис і виражає тривалість проведення процесу у даній зоні. Приклад такого графіка наведений на рис. 6.1. З нього зрозуміло, що етапи нагрівання та охолодження реакційної маси позначені похилими ділянками ламаної кривої, горизонтальними ділянками – етапи витримки при постійній температурі. Цифрами під ділянками кривої позначені номери температурних зон.

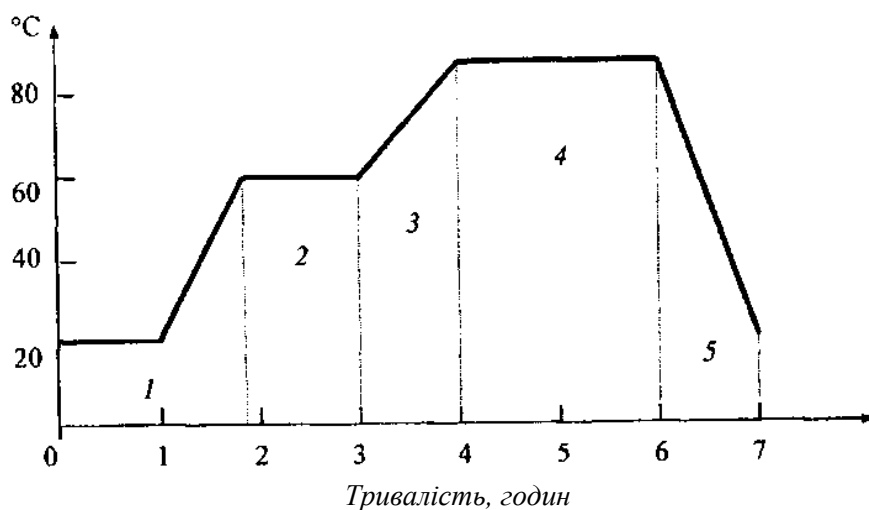


Рисунок 6.1 – Графік зміни температури залежно від тривалості процесу

Варто звернути увагу на те, що перша зона, на відміну від інших, не розділена на дві. Це обумовлено тим, що вихідні компоненти, які завантажуються в реактор, мають кімнатну температуру; таку ж температуру має сам корпус реактора. При цьому на горизонтальній ділянці першої зони, що відповідає етапу завантаження вихідних компонентів, процесів теплопередачі не відбувається. Отже, не має сенсу виділяти цю ділянку у самостійну зону і проводити теплові

розрахунки. Тому горизонтальну ділянку першої зони поєднують з ділянкою піднімання температури і проводять розрахунок однієї температурної зони.

6.3. Складання рівнянь теплового балансу

Після побудови графіка зміни температури залежно від часу ведення процесу на підставі загального рівняння теплового балансу (6.1) для кожної температурної зони складається своє рівняння, з якого визначаються особливості теплопередачі в даній зоні. При цьому виключають деякі значення правої або лівої частин рівняння (6.1).

Наведемо приклад рівнянь теплового балансу для кожної температурної зони згідно з графіком на рис. 6.1:

- 1 зона: $Q_1 + Q_2 = Q_4 + Q_5 + Q_6$;
- 2 зона: $Q_2 = Q_6$;
- 3 зона: $Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4 + Q_5 + Q_6$;
- 4 зона: $Q_2 = Q_6$;
- 5 зона: $Q_1 + Q_2 = Q_4 + Q_5$.

У рівнянні для першої зони, порівняно з загальним рівнянням (6.1), виключена складова Q_3 (тепло, що виділяється при хімічній реакції), тому що в цій зоні вихідні компоненти реакційної маси тільки нагріваються до визначеної температури і ще не вступають у взаємодію. Тепломісткість компонентів (Q_1 і Q_4) різна, оскільки різні їх температури на початку і в кінці зони, тому ці складові присутні у рівнянні. Реакційна маса нагрівається, через це в лівій частині рівняння (надходження тепла) присутнє Q_2 – тепло, підведене з теплоносієм. У правій частині рівняння (витрата тепла) присутні складові Q_5 (тепло, що витрачається на нагрівання корпусу реактора і на нагрівання ізоляції) і Q_6 (тепло, що витрачається реактором у навколишнє середовище).

У другій та четвертій зонах, що відповідають етапу витримки, кількість тепла у компонентах на початку і в кінці зони однакова (тому що їх температури однакові); отже Q_1 і Q_4 виключені. Крім того, в правій частині рівнянь виключено Q_5 , оскільки температура корпусу реактора на початку і в кінці зони однакова – тепло не витрачається на нагрівання реактора. У лівій частині надходження тепла Q_2 залишається (оскільки до реактора підводиться невелика кількість тепла для підтримання

визначеної температури), а в правій частині витрати Q_6 залишаються (тепло, що підводиться, розсіюється у навколишнє середовище).

У третій зоні присутні всі складові рівняння (6.1), у тому числі і Q_3 у лівій частині надходження тепла, через те, що на даному етапі підвищення температури вихідні компоненти вступають у реакцію і при цьому виділяється тепло.

В останній, п'ятій зоні, реактор охолоджують шляхом підведення агента охолодження, що бере на себе тепло всієї системи; це тепло, що відводиться, позначено як Q_2 . Компоненти реакційної маси на початку і в кінці зони мають різну температуру, отже, різна кількість тепла, яку вони мають, у рівнянні позначені Q_1 і Q_4 . Хімічна реакція в цій зоні не відбувається, тому у частині надходження тепла відсутня складова Q_3 . Корпус реактора на етапі охолодження має різну температуру на початку і в кінці зони, оскільки він віддає своє тепло теплоносію – у правій частині витрати присутня величина Q_5 .

Можна навести такі загальні закономірності складання рівнянь теплового балансу:

1) На етапах підйому або зниження температури системи в рівнянні завжди присутні члени Q_1 і Q_4 , а також Q_5 ; на етапах же витримки при визначеній температурі ці складові, як правило, виключаються.

2) Тепловий ефект процесу Q_3 присутній тільки на тих етапах, де відбувається хімічна реакція між компонентами маси або проходять супутні фізичні процеси з виділенням або поглинанням тепла (розчинення, розведення кислот або лугів, плавлення, випарювання, кристалізація і т. д.). Крім того, на визначених етапах можуть відбуватися паралельно кілька реакцій (процесів), тоді необхідно підрахувати сумарний тепловий ефект.

3) Якщо в зоні витримки при постійній температурі проходять дві послідовні реакції (наприклад, одна реакція пройшла, завантажується ще один компонент і починається друга реакція), то вирішується питання про розділ цієї зони на дві окремі:

$$Q_3 = Q_3^1 + Q_3^2 + \dots$$

4) У деяких випадках одна хімічна реакція проходить на двох або більше етапах процесу, тому тепловий ефект Q_3 розподіляють на дві або

більше зон (наприклад, 70 % Q_3 на одній зоні і 30 % на іншій). При цьому Q_3 включають в обидва рівняння.

5) На етапах витримки при постійній температурі у рівнянні теплового балансу, як правило, можуть бути присутні тільки три складові: Q_2 , Q_3 , Q_6 .

Тоді можливі два варіанти рівнянь:

- $Q_2 + Q_3 = Q_6$, якщо проходить реакція й одночасно здійснюється підведення або відведення тепла з теплоносієм;

- $Q_2 = Q_6$, якщо тепло підводиться з теплоносієм і розсіюється у навколишнє середовище.

6) З рівняння виключається складова Q_6 у таких випадках:

- якщо процес проходить при низьких температурах (наприклад, процеси діазотування, азосполучення);

- якщо на стадії охолодження маси в оболонку реактора подається холодоагент.

7) Необхідно пам'ятати, що втрати тепла апаратом в навколишнє середовище тим більші, чим більша різниця температур його поверхні і навколишнього середовища.

8) Якщо на визначеному етапі процесу апарат не нагрівається теплоносієм і не охолоджується холодоагентом, отже у рівнянні для цієї зони $Q_2 = 0$, тоді цю зону з теплового розрахунку виключають.

Приклад складання графіка і рівнянь теплового балансу

Завдання

На підставі даних технологічного регламенту (табл. 6.1) побудувати графік зміни температури залежно від часу та записати систему

рівнянь теплового балансу для технологічного процесу, що проходить в апараті на стадії діазотування 4-нітро-2-амінофенол-6-сульфокислоти у виробництві барвника Аніонного сірого М. Необхідні дані наведені в таблиці 6.1.

Таблиця 6.1 – Норми технологічного режиму стадії

Номер операції	Найменування операції	Тривалість		Температура, °С	рН середовища
		год	хв		
1	2	3	4	5	6
1	Огляд апарата	0	10	20	—

Закінчення таблиці 6.1

1	2	3	4	5	6
2	Прийом суспензії 4-нітро-2-амінофенол-6-сульфо кислоти	0	45	20	1,5–2
3	Нагрівання реакційної маси гострою парою	0	30	50	— —
4	Завантаження розчину NaOH (при 20 °С)	1	00	50	7,5–8,0
5	Розмішування та аналіз	2	30	50	— —
6	Завантаження льоду (при –4 °С)	0	15	5	— —
7	Завантаження сірчаної кислоти (при 20 °С)	0	30	5	1,5
8	Завантаження льоду	0	15	5	— —
9	Завантаження розчину NaNO ₂ (при 20 °С)	0	30	5	1,5–2,5
10	Витримка та аналіз	1	00	5	2,0–2,5
11	Усереднення реакційної маси водою	0	05	5	— —
12	Подача маси на стадію азосполучення	2	00	5	— —
13	Промивання апарата водою	0	15	навк. середовища	—
Разом		10	00	—	—

Коментарі до побудови графіка

При побудові осей у системі координат «Температура – Тривалість процесу» для більшої наочності слід правильно вибрати масштаб величин: уся тривалість процесу 10 год, максимальна температура процесу 50 °С. Потім на підставі даних таблиці будують графік (рис. 6.2).

Час операції «Огляд апарата» не враховується і тому не позначається на графіку. Відлік часу починається з моменту завантаження першого компонента – суспензії 4-нітро-2-амінофенол-6-сульфо кислоти:

відкладають горизонтальну ділянку при температурі 20 °С довжиною 45 хв (0,75 год). Момент початку завантаження суспензії (і всіх інших компонентів) на графіку можна вказати стрілкою. Потім відкладають похилу ділянку, що відповідає нагріванню маси гострою парою від 20 до 50 °С протягом 0,5 год. Підсумовують час на операції «Завантаження розчину NaOH» і «Розмішування й аналіз», потім відкладають горизонтальну ділянку довжиною 3,5 год. Після цього відкладають похилу ділянку, що відповідає охолодженню маси льодом від 50 до 5 °С протягом 0,25 год. Усі наступні операції, починаючи з завантаження сірчаної кислоти, відповідають горизонтальній ділянці з температурою 5 °С. При цьому час операції «Промивання апарата водою і подача промивних вод на стадію азосполучення» на графіку не відкладається і у теплових розрахунках не враховується.

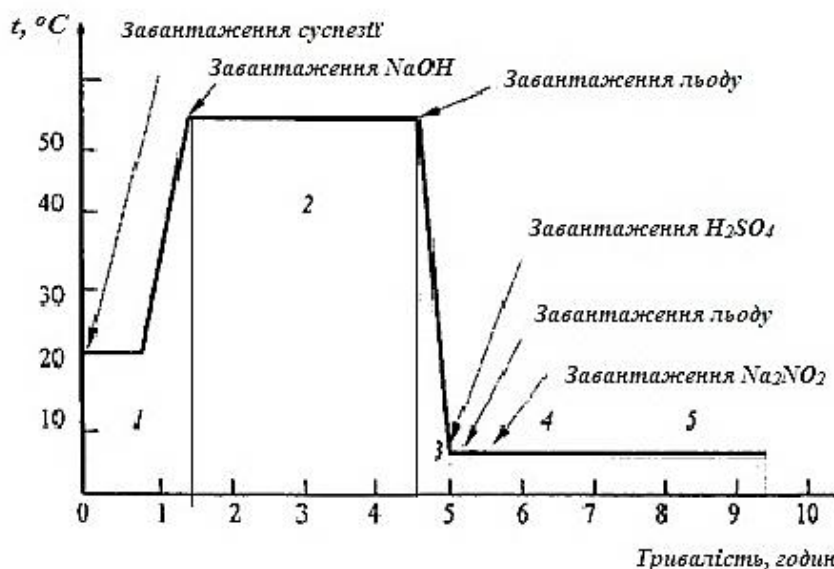


Рисунок 6.2 – Графік залежності температури від тривалості процесу діазотування 4-нітро-2-амінофенол-6-сульфокислоти

Потім графік розбивається на температурні зони, що відповідають визначеному етапу у проведенні процесу. Горизонтальна ділянка при температурі 5 °С розбита на дві зони (4 і 5), тому що на цьому етапі відбуваються два різні теплові процеси:

1) виділення тепла при розведенні сірчаної кислоти водою реакційної маси;

2) виділення тепла у результаті реакції діазотування з моменту початку завантаження розчину NaNO_2 .

Необхідно відзначити, що температура маси в результаті цих двох процесів не підвищується, оскільки теплові ефекти процесів компенсуються завантаженням льоду.

Рівняння теплового балансу для кожної температурної зони:

1 зона: $Q_1 + Q_2 = Q_4 + Q_5$;

2 зона: $Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4$;

3 зона: $Q_1 + Q_2 = Q_4 + Q_5$;

4 зона: $Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4$;

5 зона: $Q_1 + Q_2 + Q_3 = Q_4$.

У рівнянні теплового балансу для 2-ї зони Q_3 – тепловий ефект взаємодії їдкого натру з 4-нітро-2-амінофенол-6-сульфою; Q_3 у 4-й зоні – тепло, яке виділяється при розведенні сірчаної кислоти, що завантажуються, водою; Q_3 у 5-й зоні – тепло, що виділяється при реакції діазотування 4-нітро-2-амінофенол-6-сульфою.

6.4. Розрахунок кількості тепла, що утримується у вихідних компонентах і в кінцевих продуктах

Фізичне тепло, що утримується у вихідних компонентах Q_1 або в кінцевих продуктах реакційної маси Q_4 , знаходять з виразу

$$Q_{(1,4)} = \sum G_i c_i t_i, \quad (6.2)$$

де G_i – маса кожного компонента (речовини) початкового або кінцевого складу, кг; c_i – питома теплоємність речовини, кДж/кг·К; t_i – температура речовини, °С.

Значення маси речовин G_i беруть за даними завантажень на операцію (за технологічним регламентом) або обчислюють на підставі даних матеріального балансу:

$$G_i = G_i^T g / 1000, \quad (6.3)$$

де G_i^T – маса компонента, що доводиться на 1 т готового продукту, кг; g – маса знятого 100 %-го готового продукту з однієї операції (за регламентом з останньої стадії), кг.

Значення теплоємностей різних речовин можна знайти в довідковій літературі [3] або розрахувати за допомогою номограми Д 2.3. Для деяких речовин вони наведені в додатках 1 і 2. За відсутності довідкових даних для обчислення питомих теплоємностей твердих і рідких речовин можна використовувати формулу Копа:

$$C = \frac{\sum C_a n}{M}, \quad (6.4)$$

де C_a – атомна теплоємність елементів, кДж/г-атом; n – число однойменних атомів у сполуці; M – молекулярна маса сполуки.

Відповідно до виразу (6.4) одержують значення теплоємностей при 0 °С. При температурах від 0 до 100 °С значення отриманих теплоємностей збільшують на 5÷10 %. При більш високих температурах у першу чергу необхідно враховувати залежність зміни теплоємностей від температури.

Значення атомних теплоємностей елементів, що входять до складу твердих і рідких речовини наведені у табл. 6.2.

Таблиця 6.2 – Значення атомної теплоємності елементів, кДж/г-атом

Елементи	У твердих речовинах, $C_a^{тв}$	У рідких речовинах, $C_a^{рід}$
Вуглець	7,5	11,7
Водень	9,6	18,0
Кисень	16,8	25,1
Азот	11,3	–
Сірка	22,6	31,0
Фосфор	23,0	29,4
Кремній	20,1	24,3
Фтор	24,3	29,3
Бор	11,7	19,7
Інші елементи	26,4	33,5

Теплоємності розчинів, розплавів, суспензій можна визначити з виразу:

$$C = \frac{g_1 c_1 + g_2 c_2 + \dots + g_i c_i}{100}, \quad (6.5)$$

де $g_1, g_2, \dots, g_i$ – масовий склад речовини в суміші, %; $C_1, C_2, \dots, C_i$ – питомі теплоємності речовин, кДж/кг·К.

У деяких випадках можна користуватися практичними даними, згідно з якими питома теплоємність більшості рідин знаходиться в межах $1,68 \div 2,51$ кДж/кг·К, теплоємність більшості органічних сполук дорівнює $1,26 \div 1,68$ кДж/кг·К.

Питома теплоємність газів і пари може бути знайдена з таких виразів:

$$C_p = \frac{8,38n + 4,19}{M}; \quad C_v = \frac{8,38n + 12,57}{M}, \quad (6.6)$$

де C_v – теплоємність при постійному об'ємі, кДж/кг К; C_p – теплоємність при постійному тиску, кДж/кг К; n – число атомів у молекулі сполуки; M – молекулярна маса сполуки.

6.5 Розрахунок теплового ефекту процесу

Тепловий ефект процесу являє собою сумарну кількість тепла, що виділяється або поглинається в результаті проходження хімічних реакцій і супутніх фізико-хімічних процесів (розчинення, гідратація, випарювання та інше).

Конкретні методи визначення теплових ефектів різних процесів (нейтралізації, сульфування, нітрування, лужного плавлення та інше) наведені в [1].

Тепловий ефект хімічних реакцій обчислюють відповідно до закону Геса:

$$q_p = \sum q_k^0 - \sum q_n^0, \quad (6.7)$$

де q_p – тепловий ефект хімічної реакції, кДж/моль; $\sum q_n^0$ – сума теплоти утворення сполук, що вступили до хімічної реакції, кДж; $\sum q_k^0$ – сума теплоти утворення сполук, отриманих у результаті хімічної реакції, кДж.

Теплоти утворення деяких сполук, що реагують та утворюються, можуть бути знайдені в довідниках фізико-хімічних величин [2, 3, 8], де звичайно наведені стандартні мольні ентальпії утворення речовин. У свою чергу, ентальпія утворення речовини однакова за величиною і протилежна за знаком теплоті утворення, що використовується для даних

термохімічних розрахунків. Для деяких сполук стандартні мольні ентальпії утворення ΔH° (у кДж/моль) наведені у додатках 1 і 2. Для розрахунків за формулою (6.7) вони також беруться з протилежним знаком.

Через відсутність цих даних їх можна обчислити як різницю між теплотою згоряння елементів, що входять до складу сполуки, і теплотою згоряння сполуки:

$$q_{\text{рід}}^0 = \sum nq_a - q^c, \quad (6.8)$$

де $q_{\text{рід}}^0$ – теплота утворення сполуки у рідкому стані, кДж/моль; n – число однойменних атомів у молекулі сполуки; q_a – атомна теплота згоряння елементів, кДж/г-атом; q^c – теплота згоряння сполуки, кДж/моль.

Атомні теплоти згоряння деяких елементів, що входять до складу органічних сполук, наведені в табл. 6.3.

Таблиця 6.3 – Атомні теплоти згоряння елементів, кДж/г-атом

Елементи	Теплота згоряння	Елементи	Теплота згоряння
Вуглець	395,45	Азот	0 (65,4)
Водень	143,25	Кисень	0
Бром	0 (23,67)	Фтор	173,46
Хлор	0 (22,08)	Сірка	290,36 (582,82)
Йод	0		

Примітка. Звичайно продуктами згоряння сполук є газоподібні CO_2 , Cl_2 , N_2 , SO_2 , рідкі H_2O і Br_2 , твердий I_2 у водному розчині HF . Для одержуваних у водному розчині продуктів згоряння HBr , HCl , HNO_3 і H_2SO_4 значення атомних теплоти згоряння наведені в дужках.

Теплоти згоряння органічних сполук знаходять з довідкової літератури [2]. Для деяких речовин вони наведені в додатку 1. Через відсутність довідкових даних теплоту згоряння органічних сполук в рідкому стані (кДж/моль) можна обчислити приблизно за формулою Караша:

$$q^c = 109,15 \cdot (4 \cdot C + H - P) + \sum \Delta_i, \quad (6.9)$$

де С – число атомів вуглецю в молекулі сполуки; Н – число атомів водню в молекулі сполуки; Р – число хімічних зв'язків в молекулі сполуки типу: С–О, Н–О, С–SO₃, С–Cl, С–Br, С–I, С–F, С–NO₂ (необхідно пам'ятати, що у карбонільній групі С=О кількість хімічних зв'язків типу С–О дорівнює 2, а в нітро- і сульфогрупах такі зв'язки відсутні);

$\sum \Delta_i$ – сума теплових поправок на замісники, що враховують зменшення або збільшення теплоти згоряння сполуки залежно від визначених зв'язків або угруповань атомів, які наведені в додатку 2.

Обчисливши теплоту утворення сполуки у рідкому агрегатному стані за формулою (6.8), можна потім знайти його теплоту утворення у твердому $q_{\text{т}}^0$ та пароподібному стані $q_{\text{п}}^0$:

$$q_{\text{т}}^0 = q_{\text{рід}}^0 + q_{\text{пл}} ; \quad (6.10)$$

$$q_{\text{п}}^0 = q_{\text{рід}}^0 - q_{\text{вип}} , \quad (6.11)$$

де $q_{\text{рід}}^0$ – теплота утворення сполуки у рідкому агрегатному стані, кДж/моль; $q_{\text{пл}}$ – питома теплота плавлення, кДж/моль; $q_{\text{вип}}$ – питома теплота випару, кДж/моль.

За відсутності довідкових даних стосовно теплоти плавлення і випаровування, останні можуть бути визначені за такими наближеними формулами, (кДж):

$$q = \frac{27,6 \cdot T_{\text{пл}} \cdot 4,19}{1000} ; \quad q_{\text{вип}} = \frac{88 \cdot T_{\text{к}} \cdot 4,19}{1000} , \quad (6.12)$$

де $T_{\text{к}}$ – температура кипіння сполуки, К; $T_{\text{пл}}$ – температура плавлення сполуки, К (зазначені температури для більшості органічних сполук можуть бути знайдені в довідковій літературі); М – молекулярна маса сполуки.

Кількість тепла, що виділяється в результаті хімічної реакції, визначають за формулою:

$$Q_{\text{р}} = \frac{G \cdot 1000 \cdot q_{\text{р}}}{M} , \quad (6.13)$$

де G – маса одного з компонентів, що вступив у реакцію (в перерахунку на 100 %-й склад), кг; M – його молекулярна маса; q_p – тепловий ефект хімічної реакції, віднесений до одного моля даного компонента.

6.5.1. Розрахунок теплового ефекту процесу діазотування

У зв'язку з високою хімічною активністю діазосполук та їх малою стійкістю, неможливо отримати дані теплоти згоряння та утворення, тому тепловий ефект реакції діазотування знаходять як суму окремих реакцій елементів, кДж/моль:

$$q_p = 4,19 \cdot (q_d + q_{н.д} - q_{н.а} + 3,45), \quad (6.14)$$

де q_d – теплота реакції діазотування, ккал/моль; $q_{н.д}$ – теплота реакції нейтралізації діазогідратів, ккал/моль; $q_{н.а}$ – теплота реакції нейтралізації ароматичного аміну, ккал/моль.

Ці теплоти реакцій-елементів для ряду найбільш розповсюджених ароматичних амінів, що діазотуються, знайдені експериментально і наведені в табл. 6.4.

Таблиця 6.4 – Теплоти реакцій-елементів у процесах діазотування [1]

Вихідні аміни	q_d , ккал/моль	$q_{н.д}$, ккал/моль	$q_{н.а}$, ккал/моль
<i>n</i> -Толуїдин	18,29	13,00	7,60
<i>o</i> -Толуїдин	19,97	12,06	7,49
<i>o</i> -Анізідин	18,38	13,01	7,50
Анілін	18,52	11,68	7,40
Діанізідин (1/2 моль)	18,73	11,16	6,70
Бензідин (1/2 моль)	16,89	11,87	6,60
<i>n</i> -Броманілін	17,59	10,40	6,54
<i>m</i> -Броманілін	16,73	10,15	6,41
1-Нафтіламін	18,39	12,86	6,44
Антрапілова кислота	17,46	10,00	5,96
<i>o</i> -Нітроанілін	12,47	8,00	1,81
<i>m</i> -Нітроанілін	14,18	10,00	5,90
<i>n</i> -Нітроанілін	13,53	8,00	1,81
<i>n</i> -амінобензойна кислота	17,00	8,61	5,22
Сульфанілова кислота	15,01	8,50	3,15
Аміноазобензол	12,56	10,28	1,77

У практичних розрахунках за відсутністю даних про теплоту діазотування використовуюваного аміну доводиться використовувати дані найбільш близького за структурою з вище наведених ароматичних амінів.

Після визначення теплового ефекту реакції діазотування кількість тепла, що виділилося, знаходять за формулою (6.13), в якій як G береться 100 %-ва маса ароматичного аміну, що вступає в реакцію.

6.5.2. Розрахунок теплового ефекту реакції азосполучення

Тепловий ефект реакції азосполучення діазотованих ароматичних амінів з оксисполуками (2-нафтол, фенол і т. д.) визначають за тепловим сумарним ефектом, що складається з окремих реакцій-елементів з виразу, кДж/моль:

$$q_p = 4,19 \cdot (q_c - q_{н.д}), \quad (6.15)$$

де q_c – теплота реакції азосполучення, ккал/моль; $q_{н.д.}$ – теплота реакції нейтралізації діазогідратів, ккал/моль.

Теплоти реакцій елементів для ряду діазотованих амінів незначно відрізняються від даних для інших оксисполук, тому їх можна використовувати в практичних розрахунках. При цьому використовуються дані для найбільш близького за структурою діазотованого аміну.

Теплоти реакцій елементів для ряду діазотованих амінів, що вступають в азосполучення з 2-нафтолом, наведені в табл. 6.5.

Таблиця 6.5 – Тепловий ефект реакцій елементів у процесах азосполучення з 2-нафтолом, ккал/моль [1]

Діазотовані аміни	Тепловий ефект	
	q_c	$q_{н.д}$
<i>n</i> -Толуїдин	30,65	13,00
<i>o</i> -Анізидин	34,06	13,01
<i>o</i> -Толуїдин	30,43	12,06
Анілін	30,94	11,68
Діанізидин (1/2г-моль)	29,94	11,16
Бензидин (1/2г-моль)	30,34	11,87
<i>n</i> -Броманілін	33,63	10,40
1-Нафтіламін	30,89	12,86
<i>m</i> -Броманілін	34,96	10,15
Антранілова кислота	38,41	10,00
Сульфанілова кислота	34,47	8,50
<i>m</i> -Нітроанілін	34,29	10,00
<i>n</i> -Амінобензойна кислота	40,71	8,60
<i>n</i> -Аміноазобензол	36,48	10,28
<i>n</i> -Нітроанілін	35,19	8,00

При розрахунках теплових ефектів з іншими азоскладовими доцільніше використовувати дані, згідно з якими всі азоскладові за теплою азосполучення можна розділити на чотири класи: оксисполуки, аміни, алкоксисполуки та алкіламіни. У межах кожної з цих груп теплоти сполучення змінюються у вузьких межах (причому мало залежать від варіювання діазоскладових), тому для практичних розрахунків вони можуть бути прийняті як величини постійні [1, с. 315]. Виходячи з цього, за відсутністю інших довідкових даних, слід віднести наявну азоскладову до однієї з груп і використовувати дані з табл. 6.6.

Таблиця 6.6 – Тепловий ефект реакцій азосполучення хлористого фенілдіазонію з різними азоскладовими, кДж/моль

Азоскладові	Тепловий ефект q_p , кДж/моль
Фенол (оксісполуки)	97,2
Анілін (аміни)	129,0
Фенилендіамін (діаміни)	142,4
Анізол (алкоксісполуки)	227,0
Фенетол (алкіламіни)	294,1

Після визначення теплового ефекту реакції азосполучення кількість тепла, що виділилась, знаходять за формулою (6.13), в якій G – це маса азоскладової, що вступила в реакцію, в перерахунку на 100 %-й склад.

6.5.3. Розрахунок теплового ефекту змішування кислот

Без урахування кількості теплоти, що витрачається на підігрів деталей апарата і на компенсацію тепловтрат, тепловий баланс змішування кислот може бути показаний таким рівнянням:

$$G_1c_1t_1 + G_2c_2t_2 + q_p = Gct + q; \quad (6.16)$$

$$q = G_1c_1t_1 + G_2c_2t_2 + q_p - Gct, \quad (6.17)$$

де c_1 і c_2 – теплоємність кислот, що змішуються, кДж/кг·К; t_1 і t_2 – початкові температури змішування, °С; c – теплоємність отриманої кислоти, кДж/кг·К; t – температура отриманої кислоти, °С; q_p – тепло, що виділяється при змішуванні кислот, кДж; q – тепло, що відводиться холодоагентом, кДж.

При змішуванні води і 100 %-вої сірчаної кислоти виділяється тепло q , що визначається за формулою Томсена:

$$q = \frac{272 \cdot n}{n + 49}, \text{ ккал/кг H}_2\text{SO}_4 \text{ або } q = \frac{1137 \cdot n}{n + 49}, \text{ кДж/кг H}_2\text{SO}_4, \quad (6.18)$$

де n – вміст води в кислоті після розчинення, %.

Теплота змішування сірчаного ангідриду з водою (в ккал/кг води) визначається рівнянням Портера:

$$q = \frac{504,2}{\frac{1-m}{m} + 0,2013} + \frac{0,714(t-15)}{\frac{1-m}{m} + 0,062}, \quad (6.19)$$

де m – загальний вміст сірчаного ангідриду в кислоті, отриманої при змішуванні, соті долі; t – температура змішування.

За даними цієї формули побудована номограма (рис. Д 2.4).

Загальне рівняння для визначення тепла, що виділяється при змішуванні сірчаної кислоти і води має вигляд:

$$q_p = 0,01 \cdot (Gmq - G_1 m_1 q_1 - G_2 m_2 q_2), \quad (6.20)$$

де G – маса отриманої кислоти, кг; m – концентрація отриманої кислоти, %; G_1 – маса більш концентрованої кислоти, кг; m_1 – концентрація більш концентрованої кислоти, %; G_2 – маса менш концентрованої кислоти, кг; m_2 – концентрація менш концентрованої кислоти, %; q – тепло, що виділяється при утворенні із моногідрату і води кислоти такої концентрації, що дорівнює концентрації отриманої кислоти, кДж/кг H_2SO_4 ; q_1 – тепло, що виділяється при утворенні концентрованої кислоти із моногідрату і води, кДж/кг H_2SO_4 ; q_2 – тепло, що виділяється при утворенні розбавленої концентрованої кислоти із моногідрату і води, кДж/кг H_2SO_4 .

Загальне рівняння для визначення тепла, що виділяється при змішуванні ангідриду і води має вигляд:

$$q_p = 0,01 \cdot (Gnq' - G_1 n_1 q_1' - G_2 n_2 q_2'), \quad (6.21)$$

де q' – теплота змішування сірчаного ангідриду і води при утворенні кислоти концентрації m , кДж/кг води; q_1' – теплота змішування сірчаного ангідриду і води при утворенні кислоти концентрації m_1 , кДж/кг води; q_2' – теплота змішування сірчаного ангідриду і води при утворенні кислоти концентрації m_2 , кДж/кг води; n , n_1 , n_2 – вміст води (як зв'язаної

з SO_3 , так і не зв'язаної) в кислотах, що змішуються, і в отриманій суміші, %.

Для визначення n використовують наступні рівняння:
для сірчаної кислоти

$$n = (100 - m_c + m_c \cdot \frac{18}{98}) = 100 - 0,8164 m_c; \quad (6.22)$$

для олеуму

$$n = 0,1836 (100 - m_o), \quad (6.23)$$

де m_c – вміст моногідрату у сірчаній кислоті, %; m_o – вміст вільного сірчаного ангідриду в олеумі, %.

Експериментальні дані про теплоти змішування наведені в номограмі (рис. Д 2.4). Цю номограму, що відображає залежність значення q (в ккал/кг води) від температури, рекомендується використовувати в технічних розрахунках для визначення теплових ефектів змішування кислот і теплових ефектів зміни концентрації агента сульфування.

Приклад 1

Зробити розрахунок кількості тепла, що виділяється при змішуванні 500 кг 98 %-вої сірчаної кислоти і 1000 кг 60 %-ої сірчаної кислоти.

Рішення

Спершу визначаємо кількість отриманої кислоти і її концентрацію за рівнянням:

$$G = G_1 + G_2 = 500 + 1000 = 1500 \text{ кг};$$
$$m = \frac{G_1 m_1 + G_2 m_2}{G} = \frac{500 \cdot 98 + 1000 \cdot 60}{1500} \approx 72,5 \%,$$

де $G_1 = 500$ кг – маса більш концентрованої кислоти; $m_1 = 98$ % – концентрація більш концентрованої кислоти; $G_2 = 1000$ кг – маса менш концентрованої кислоти; $m_2 = 60$ % – концентрація менш концентрованої кислоти.

Кількість тепла, що виділяється, визначається за рівнянням (6.20), для цього необхідно розрахувати значення q , q_1 , q_2 за формулою (6.18):

$$q = \frac{272 \cdot 27,5}{27,5 + 49} \approx 97,7 \text{ ккал/кг H}_2\text{SO}_4;$$

$$q = 97,7 \cdot 4,19 = 409,363 \text{ кДж};$$

$$q_1 = \frac{272 \cdot 2}{2 + 49} \approx 10,6 \text{ ккал/кг H}_2\text{SO}_4;$$

$$q_1 = 10,6 \cdot 4,19 = 44,414 \text{ кДж};$$

$$q_2 = \frac{272 \cdot 40}{40 + 49} \approx 122,2 \text{ ккал/кг H}_2\text{SO}_4;$$

$$q_2 = 122,2 \cdot 4,19 = 512,02 \text{ кДж}.$$

Підставивши значення у рівняння (6.20) отримаємо теплоту змішування:

$$q_p = 0,01 \cdot (1500 \cdot 72,5 \cdot 97,7 - 500 \cdot 98 \cdot 10,6 - 1000 \cdot 60 \cdot 122,2) = 27700 \text{ ккал};$$

$$q_p = 2700 \cdot 4,19 = 116063 \text{ кДж}.$$

Приклад 2

Розрахувати кількість тепла, що виділяється при змішуванні 1000 кг 65 %-го олеуму і 3000 кг 20 %-го олеуму.

Рішення

Спершу визначаємо кількість отриманого олеуму і його концентрацію за рівнянням:

$$G = G_1 + G_2 = 1000 + 3000 = 4000 \text{ кг};$$

$$m = \frac{G_1 m_1 + G_2 m_2}{G} = \frac{1000 \cdot 65 + 3000 \cdot 20}{4500} \approx 31,25 \%,$$

де G – загальна маса отриманого олеуму, кг; m – концентрація отриманого олеуму, надлишку SO_3 , %; G_1 – маса більш концентрованого олеуму (1000 кг); m_1 – концентрація більш концентрованого олеуму (65 %); G_2 – маса менш концентрованого олеуму (3000 кг); $m_2 = 20$ % – концентрація менш концентрованого олеуму, процент надлишку SO_3 .

Знаходимо загальну кількість води в змішуваних кислотах і в отриманій суміші за формулою (5.24):

$$n = 0,1846 \cdot (100 - 31,25) = 12,7 \text{ \%};$$

$$n_1 = 0,1846 \cdot (100 - 65) = 6,45 \text{ \%};$$

$$n_2 = 0,1846 \cdot (100 - 20) = 14,75 \text{ \%}.$$

Знаходимо за номограмою (рис. Д 2.4) теплоти змішування сірчаного ангідриду з водою при утворенні вихідних кислот і отриманого олеуму:

$$q = 1310 \text{ ккал/кг води};$$

$$q_1 = 1490 \text{ ккал/кг води};$$

$$q_2 = 1260 \text{ ккал/кг води}.$$

Кількість тепла, що виділяється при змішуванні, визначається за формулою (4.21):

$$q_p = 0,01 \cdot (4000 \cdot 12,7 \cdot 1310 - 1000 \cdot 6,45 \cdot 1490 - 3000 \cdot 14,75 \cdot 1260) = \\ = 13000 \text{ ккал}.$$

$$q_p = 13000 \cdot 4,19 = 54440 \text{ кДж}.$$

6.6. Розрахунок тепла, що витрачається на нагрівання і охолодження реактора

У ході проведення процесу частина тепла витрачається на нагрівання корпусу реактора Q_5' і на нагрівання ізоляції реактора Q_5'' , якщо вона є. Загальна кількість тепла, що витрачається на нагрівання реактора:

$$Q_5 = Q_5' + Q_5''. \quad (6.24)$$

При цьому необхідно пам'ятати, що для теплового процесу, в якому реактор нагрівається теплоносієм через оболонку протягом декількох температурних зон з періодичним східчастим підвищенням температури, кількість тепла, що витрачається на нагрівання ізоляції Q_5'' , розраховується тільки для першої зони, в якій почалося нагрівання. Для випадків нагрівання реакційної маси шляхом подачі в оболонку апарата теплоносія з невисокою температурою (менше 80 °C) або охолодження маси шляхом подачі агента охолодження в оболонку апарата Q_5'' взагалі не розраховується.

Кількість тепла, що витрачається на нагрівання корпусу реактора:

$$Q_5' = \sum G \cdot c \cdot (t_{Wcp}^k - t_n), \quad (6.25)$$

де G – маса корпусу або окремих його частин, кг; c – питома теплоємність матеріалу корпусу або окремої його частини, кДж/кг·К; t_{Wcp}^k – середня температура стінки реактора, що відповідає закінченню нагрівання у даній зоні, °C; t_n – початкова температура стінки реактора у даній зоні, °C.

Середня температура t_{Wcp}^k звичайно дорівнює середньому арифметичному між температурою стінки з боку теплоносія t_{W1}^k та температурою стінки з боку реакційної маси до моменту закінчення нагрівання або охолодження у даній зоні t_{W2}^k (рис. 6.3):

$$t_{Wcp}^k = \frac{t_{W1}^k + t_{W2}^k}{2}. \quad (6.26)$$

Оскільки t_{Wcp}^k пов'язана з робочою температурою теплоносія t_1 і кінцевою температурою реакційної маси t_2 , при виконанні інженерних розрахунків часто роблять спрощення:

1) Якщо $\alpha_1 \approx \alpha_2$ тобто коефіцієнти тепловіддачі розрізняються незначно, тоді

$$t_{Wcp}^k = \frac{t_1 + t_2}{2}. \quad (6.27)$$

Цей найбільш розповсюджений випадок має місце при:

- приблизно однаковій в'язкості теплоносія і реакційної маси (наприклад, система «Вода–Водне середовище» і т. д.);
- помірній швидкості протікання теплоносія ($0,5 \div 2$ м/с).

2) Якщо $\alpha_1 \gg \alpha_2$, то $t_{wcp}^k = t_1$

Такий випадок має місце при:

- нагріванні насиченою водяною парою;
- значній в'язкості реакційної маси (густа, грузла, клейка і т. д.);
- значних швидкостях протікання теплоносія.

3) Якщо $\alpha_1 \ll \alpha_2$, то $t_{wcp}^k = t_2$

Цей випадок, який на практиці майже не зустрічається, має місце при значній в'язкості теплоносія або низькій швидкості його протікання.

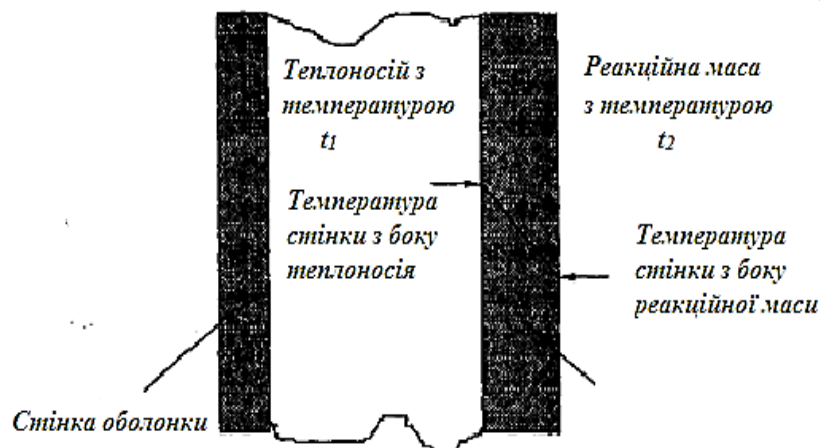


Рисунок 6.3 – Температура поверхні стінок реактора

Кількість тепла, що витрачається на нагрівання ізоляції:

$$Q_5 = G_{i3} C_{i3} (t_{i3}^{cp} - t_b), \quad (6.28)$$

де G_{i3} – маса ізоляції, кг; C_{i3} – питома теплоємність матеріалу ізоляції, кДж/кг К; (для совеліту $C_{i3} = 1,3$ кДж/кг·К); t_{i3}^{cp} – середня температура шару ізоляції, °С; t_b – температура навколишнього повітря, °С.

Маса ізоляції визначається за формулою

$$G_{i3} = F_{i3} \delta \rho, \quad (6.29)$$

де $F_{\text{із}}$ – площа ізолюваної поверхні реактора, м^2 ; δ – товщина ізоляції, м ; ρ – насипна щільність матеріалу ізоляції, $\text{кг}/\text{м}^3$ (для совеліту $\rho = 450 \text{ кг}/\text{м}^3$).

Товщина ізоляції розраховується за формулою

$$\delta = \frac{\lambda(t_{\text{вн}} - t_{\text{в}})}{\alpha(t_{\text{ст}} - t_{\text{в}})}, \quad (6.30)$$

де λ – коефіцієнт теплопровідності матеріалу ізоляції, $\text{Вт}/\text{м}\cdot\text{К}$; $t_{\text{вн}}$ – температура внутрішньої поверхні шару ізоляції, що приймається рівною температурі теплоносія, $^{\circ}\text{C}$; $t_{\text{ст}}$ – температура зовнішньої поверхні стінки ізоляції, що за умовами техніки безпеки приймається рівною не більше 40°C ; $t_{\text{в}}$ – температура навколишнього повітря, $^{\circ}\text{C}$; α – коефіцієнт тепловіддачі від зовнішньої поверхні ізоляції до навколишнього повітря ($\text{Вт}/\text{м}^2\cdot\text{К}$), що визначається за формулою

$$\alpha = 9,74 + 0,07(t_{\text{ст}} - t_{\text{в}}). \quad (6.31)$$

Площа ізолюваної поверхні реактора визначається за формулою

$$F_{\text{із}} = \pi \cdot D_{\text{із}} \cdot H_{\text{із}} + 0,25\pi \cdot D_{\text{із}}^2, \quad (6.32)$$

де $D_{\text{із}}$ – діаметр зовнішньої поверхні оболонки з шаром ізоляції, м ; $H_{\text{із}}$ – висота оболонки реактора з шаром ізоляції, м .

Середня температура шару ізоляції розраховується за формулою

$$t_{\text{із}}^{\text{cp}} = 0,5(t_{\text{ст}} + t_{\text{вн}}). \quad (6.33)$$

6.7. Розрахунок тепла, що виділяється в навколишнє середовище

У зв'язку з тим, що ізолювана і неізолювана поверхні реактора мають, як правило, різні температури, втрати тепла в навколишнє середовище рахують окремо для ізолюваної і неізолюваної частин реактора, і потім знаходять їх суму:

$$Q_6 = Q_6 + Q_6 = \left[F_H \alpha_H (t_H^{CT} - t_B) + F_{i3} \alpha_{i3} (t_{i3}^{CT} - t_B) \right] \tau \cdot 3,6, \quad (6.34)$$

де F_H – площа поверхні неізолюваної частини реактора, m^2 ; F_{i3} – площа поверхні ізолюваної частини реактора, m^2 ; α_H – коефіцієнт тепловіддачі від неізолюваної поверхні реактора в навколишнє середовище, $Вт/м^2 \cdot К$; α_{i3} – коефіцієнт тепловіддачі від ізолюваної поверхні реактора в навколишнє середовище, $Вт/м^2 \cdot К$; t_H^{CT} – середня температура зовнішньої поверхні неізолюваної частини реактора за період часу, $^{\circ}C$; t_{i3}^{CT} – середня температура зовнішньої поверхні ізолюваної частини реактора за період часу, $40^{\circ}C$; t_B – температура навколишнього повітря, $^{\circ}C$; τ – тривалість процесу в даній зоні, год.

Значення α_1 і α_2 можуть бути визначені з виразів:

$$\alpha_{i3} = 9,74 + 0,07(t_{i3}^{CT} - t_B); \alpha_H = 9,3 + 0,058 \cdot t_H^{CT}. \quad (6.35)$$

Середню температуру зовнішньої поверхні неізолюваної частини реактора за період часу τ з деякими припущеннями можна розрахувати за формулою:

$$t_H^{CT} = 0,345 \cdot (t_1 + t_2), \quad (6.36)$$

де t_1 і t_2 – початкова і кінцева температури реакційної маси в даній зоні, $^{\circ}C$.

У випадку, якщо рідина в середині реактора кипить, t_H^{CT} можна прийняти рівною температурі кипіння рідини.

Площа поверхні ізолюваної і неізолюваної частин циліндричного реактора визначається за формулою (6.31), в якій висота і діаметр беруться відповідно для ізолюваної і неізолюваної частин.

6.8. Розрахунок кількості тепла, що підводиться або відводиться, і поверхні теплообміну

Кількість тепла Q_2 , що підводиться з теплоносієм або відводиться з холодоагентом у кожній зоні, знаходять за різницею з рівнянь теплового балансу для відповідної зони. Потім за знайденою кількістю тепла Q_2 для кожної зони визначають питоме теплове навантаження q , кДж/год:

$$q = \frac{Q_2}{\tau}, \quad (6.37)$$

де Q_2 – кількість тепла, що підводиться або відводиться у даній температурній зоні, кДж/год; τ – тривалість нагрівання або охолодження в розрахунковій зоні, год.

Необхідно пам'ятати, що τ у даному випадку відповідає тільки часу підведення теплоносія або холодоагента до реактора і тому не завжди збігається з загальною тривалістю ведення процесу в даній зоні.

За максимальним значенням питомого теплового навантаження визначається найбільш теплонапружена зона процесу, за температурними параметрами якої розраховується необхідна для даного теплового навантаження поверхня теплообміну, m^2 :

$$F = \frac{q_{\max}}{3,6 \cdot K \cdot \Delta t}, \quad (6.38)$$

де $q_{\max}$ – максимальне значення питомого теплового навантаження, кДж; K – коефіцієнт теплопередачі від теплоносія до реакційної маси, Вт/ m^2 К; 3,6 – коефіцієнт, що виникає, переводячи кДж в Дж, а години в секунди (3600/1000); Δt – середній температурний напір (рушійна сила процесу теплопередачі), $^{\circ}C$.

Значення Δt обчислюють як середню логарифмічну різницю температур:

$$\Delta t = \frac{\Delta t_{\delta} - \Delta t_m}{2,3 \cdot \lg \frac{\Delta t_{\delta}}{\Delta t_m}}; \quad (6.39)$$

$$\Delta t_{\delta} = T_1 - t_1; \quad \Delta t_m = T_2 - t_2,$$

де T_1 і T_2 – початкова і кінцева температури теплоносія, °С;
 t_1 і t_2 – початкова і кінцева температури реакційної маси, °С.

Значення коефіцієнта теплопередачі K визначають за формулою (6.38). За знайденим значенням обчислюють розрахункове значення поверхні теплообміну з виразу (6.36).

Якщо розраховане значення F менше фактичного для обраного типу реактора (див. технологічний розрахунок), то даний реактор задовольняє вимогам технологічного процесу. Якщо ж розраховане значення F значно більше фактичного, вирішується питання або про збільшення площі поверхні теплообміну вже встановленого апарата, або про його заміну на апарат з більшою теплообмінною поверхнею.

6.9. Визначення коефіцієнтів тепловіддачі і теплопередачі

Коефіцієнт теплопередачі показує, яка кількість тепла переходить за 1 с від більш нагрітого до більш холодного теплоносія через поверхню теплообміну 1 м² при середній різниці температур між теплоносіями в 1 град.

У даному випадку значення коефіцієнта теплопередачі від теплоносія до реакційної маси через стінку реактора визначається за формулою:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_1} + \sum \frac{\delta}{\lambda} + \frac{1}{\alpha_2}}, \quad (6.40)$$

де α_1 – коефіцієнт тепловіддачі від теплоносія до стінки реактора, Вт/м²·К;
 α_2 – коефіцієнт тепловіддачі від стінки до реакційної маси, Вт/м²·К;
 $\sum \frac{\delta}{\lambda}$ – сума термічних опорів усіх шарів, з яких складається стінка,

включаючи шари емалі та забруднень (δ – товщина стінки, м; λ – коефіцієнт теплопровідності, Вт/м·К).

Значення коефіцієнта теплопередачі може варіюватися в досить широких межах залежно від ряду факторів: фізичних властивостей теплоносія і реакційної маси, конструкції реактора та ін. У деяких випадках при розрахунку коефіцієнта K можна орієнтуватися на експериментальні дані, що наведені в табл. 6.7.

У свою чергу, розрахунок коефіцієнта тепловіддачі від теплоносія до стінки реактора α_1 часто являє собою складну задачу, тому що його значення також залежить від ряду факторів: способу нагрівання або охолодження реактора (оболонка або змійовик), виду теплоносія або холодоагенту, швидкості його протікання, конструкційних особливостей конкретної системи нагрівання або охолодження та ін. Усі ці фактори так чи інакше впливають на інтенсивність теплообміну на межі «Потік–Стінка». Хоча оцінити цей вплив можливо тільки для кожного конкретного випадку шляхом експериментальних досліджень, в інженерній практиці для розрахунку коефіцієнтів тепловіддачі найчастіше користуються критеріальними залежностями, що наводяться в [9].

Таблиця 6.7 – Середні значення коефіцієнта теплопередачі за різних умов (перерахунок в СИ: 1 ккал/ м²·год·К = 1,163 Вт/м²·К) [6]

Теплоносії або холодоагент	Середовище, що нагрівається (охолоджується)	Спосіб або умови нагрівання (охолодження)	Коефіцієнт теплопередачі K , ккал/м ² ·год·К
Пара	Не кипляча вода	Апарат з оболонкою та одним підводом пари	1000÷1400
	Кипляча вода	Апарат з довгим мідним змійовиком	1400÷1800 1500÷3000
		Апарат з коротким мідним змійовиком	3000÷6000
Перегрита вода	Кипляча вода	Апарат із зовнішнім або залитим у стінку змійовиком	300÷450
	В'язкі рідини		180÷200
Розсіл з температурою –12 °С	Розчини	Апарат з оболонкою	850÷1200
	Густі суспензії		480÷620

Коефіцієнт тепловіддачі при плівковій конденсації насиченої пари на вертикальних стінках або трубах (справедливо і для випадку нагрівання реакційної маси насиченою водяною парою через оболонку циліндричного вертикального реактора) розраховується за формулою Нусельта, в якій усі фізичні величини відносяться до конденсату при вибраних значеннях тиску і температури (а не для пари):

$$\alpha_1 = 0,943 \sqrt[4]{\frac{r \rho^2 g \lambda^3}{\mu}}, \quad (6.41)$$

де r – питома теплота пароутворення, Дж/кг; ρ – густина конденсату, кг/м³; g – прискорення вільного падіння, м/с²; λ – коефіцієнт теплопровідності конденсату, Вт/м·К; μ – динамічний коефіцієнт в'язкості конденсату, Па·с.

Значення фізичних властивостей конденсату теплоносія підставляють при середній температурі плівки конденсату:

$$t_{cp} = \frac{3t_n + t_m}{4}, \quad (6.42)$$

де t_m – кінцева температура реакційної маси в даній зоні, °С; t_n – температура пари, °С.

Значення α_1 для водяної пари залежно від середньої температури плівки конденсату можна знайти в [4, с. 139].

Якщо нагрівання або охолодження ведеться рідкими теплоносіями, що протікають в оболонці або змійовику, коефіцієнт α_1 визначають з виразу:

$$\alpha_1 = \frac{Nu \cdot \lambda_T}{D_e}, \quad (6.43)$$

де Nu – критерій Нусельта, що характеризує інтенсивність теплообміну на межі «Потік–Стінка»; λ_T – коефіцієнт теплопровідності теплоносія при його середній температурі, що визначається як середнє арифметичне між температурами на вході і на виході системи обігріву (охолодження), Вт/м·К; D_e – внутрішній діаметр змійовика або еквівалентний діаметр оболонки апарата, що обчислюється як різниця між внутрішнім діаметром оболонки і зовнішнім діаметром самого апарата, м.

Звичайно в зміювиках має місце турбулентний режим руху рідкого теплоносія, і критерій Нусельта в цьому випадку визначають з такого критеріального виразу:

$$Nu = 0,021 \cdot Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_{ст}} \right)^{0,25} \left(1 + \frac{3,54d}{D} \right), \quad (6.44)$$

$$Pr = \frac{c_T \cdot \mu_T \cdot 1000}{\lambda_T}; \quad Re = \frac{Wd\rho_T}{\mu_T},$$

де Pr – критерій Прандтля, що характеризує в'язкісні і високотемпературні властивості теплоносія; Re – критерій Рейнольдса, що характеризує гідродинаміку середовища; c_T – питома теплоємність теплоносія, кДж/кг·К; μ_T – динамічний коефіцієнт в'язкості теплоносія, Па·с; λ_T – коефіцієнт теплопровідності теплоносія, Вт/м·К; ρ_T – густина теплоносія, кг/м³; D – внутрішній діаметр трубки зміювика, м; d – діаметр витка зміювика, м; W – швидкість протікання теплоносія в зміювику, м/с.

У наведених формулах значення фізичних властивостей рідкого теплоносія беруться при його середній температурі розрахованій за формулою (6.42).

Значення фізичних властивостей теплоносія для розрахунку критерію $Pr_{ст}$ беруться при середній температурі стінки реактора, що дорівнює середньому арифметичному між середньою температурою теплоносія та кінцевою температурою реакційної маси в даній зоні.

Для випадку протікання рідкого теплоносія в оболонці, де найчастіше мають місце перехідний (нестабільний) режим і різні напрямки руху теплоносія, надійних залежностей для визначення критерію Нусельта немає, тому коефіцієнт тепловіддачі α_1 краще прийняти, виходячи з експериментальних даних табл. 6.8 або з таких рекомендацій: для випадку охолодження реакційної маси холодною водою через стінку реактора коефіцієнт α_1 можна брати в межах 2000÷4000 Вт/м²·К; для розсолу з температурою –12...–15 °С – у межах 4000÷4800 Вт/м²·К.

Таблиця 6.8 – Середні значення коефіцієнтів α_1 для різних теплоносіїв [6] (перерахунок в СИ: $1 \text{ ккал/м}^2 \cdot \text{год} \cdot \text{К} = 1,163 \text{ Вт/м}^2 \cdot \text{К}$)

Теплоносій	Коефіцієнт тепловіддачі α_1 , ккал/м ² ·год·К
Масло мінеральне циркулююче	120÷610
Пара діфенілоксиду	900÷1900
Вода	1000÷4000
Вода перегріта	8000÷10000
Пара водяна насичена, що конденсується	5000÷10000
Пара перегріта	8000÷12000

Для визначення коефіцієнта тепловіддачі α_2 від стінки до реакційної маси, що розміщується всередині реактора мішалкою, використовують вираз:

$$\lambda_2 = \frac{\text{Nu} \lambda_m}{D_{\text{вн}}}, \quad (6.45)$$

де Nu – критерій Нусельта; λ_m – коефіцієнт теплопровідності реакційної маси при її середній температурі, що визначається як середнє арифметичне між її початковою і кінцевою температурами у даній зоні, Вт/м·К; $D_{\text{вн}}$ – внутрішній діаметр реактора, м.

Критерій Нусельта в цьому випадку має залежність:

$$\text{Nu} = k \text{Re}^m \text{Pr}^{0,33} \left(\frac{\mu}{\mu_{\text{ст}}} \right)^{0,14}, \quad (6.46)$$

$$\text{Re} = \frac{n \cdot d \cdot \rho_m}{\mu_m}$$

де k – константа, що дорівнює 0,36 для реакторів з оболонками, і 0,87 – для реакторів, оснащених всередині змішувачем; m – показник степеня, що дорівнює 0,66 для реакторів з оболонками, і 0,62 – для реакторів зі змішувачем; μ_m – динамічний коефіцієнт в'язкості реакційної маси, Па·с; $\mu_{\text{ст}}$ – динамічний коефіцієнт в'язкості реакційної маси при середній температурі стінки з боку реакційної маси, що з деякими припущеннями можна прийняти рівною середньому арифметичному значенню між середньою температурою теплоносія і кінцевою температурою реакційної маси, Па·с; c_m – питома теплоємність

реакційної маси, кДж/кг·К;
 ρ_m – густина реакційної маси, кг/м³; d – діаметр лопаті мішалки реактора, м; n – швидкість обертання мішалки, с⁻¹.

У цих формулах усі значення фізичних властивостей реакційної маси (крім $\mu_{ст}$) знаходять при її середній температурі (див. формулу (6.42).

Діаметр та швидкість обертання мішалки реактора вибирають за каталогом підприємства-виробника для встановленого типу реакторів при технологічному розрахунку.

6.10. Визначення витрати теплоносіїв та холодоагентів

Витрата теплоносіїв або холодоагентів визначається по кожній температурній зоні, виходячи з розрахованої кількості тепла Q_2 , що підводиться або відводиться.

Витрата рідини на підігрів, кг:

$$G = \frac{Q_2}{c_p(t_{1p} - t_{2p})}, \quad (6.47)$$

де t_{1p} – початкова температура рідини (на вході системи), °С; t_{2p} – кінцева температура рідини (на виході з системи), °С; c_p – питома теплоємність рідини, кДж/кг·К.

Витрата рідини на охолодження, кг:

$$G = \frac{Q_2}{c_p(t_{2p} - t_{1p})}. \quad (6.48)$$

Витрата «глухої» насиченої водяної пари на підігрів, кг:

$$G = \frac{Q_2}{r}, \quad (6.49)$$

де r – питома теплота пароутворення, кДж/кг (при $P = 3$ ат, $r = 2141$ кДж/кг).

Витрата «гострої пари» за умови її повної конденсації при барботуванні під шар рідини, кг:

$$G = \frac{Q_2}{r + c_{\text{в}}(t_{\text{п}} - t_2)}, \quad (6.50)$$

де $c_{\text{в}}$ – питома теплоємність води, кДж/кг·К; $t_{\text{п}}$ – температура конденсату, °С; t_2 – кінцева температура нагрітої рідини, °С.

Витрата льоду на охолодження реакційної маси при безпосередньому введенні його в реактор, кг:

$$G = \frac{Q_2}{q_{\text{пл}} + c_{\text{л}}t_{\text{л}} + c_{\text{в}}t_2}, \quad (6.51)$$

де $q_{\text{пл}}$ – питома теплота плавлення льоду, кДж/кг ($q_{\text{пл}} = 332,4$ кДж/кг);
 $c_{\text{л}}$ – питома теплоємність льоду, кДж/кг·К (при -4 °С, $c_{\text{л}} = 2,11$ кДж/кг·К);
 $t_{\text{л}}$ – температура льоду, °С; $c_{\text{в}}$ – питома теплоємність води, 4,19 кДж/кг·К;
 t_2 – кінцева температура реакційної маси, °С.

7 ОСНОВИ ПРОЕКТУВАННЯ ВИРОБНИЦТВА

Суть проектування виробництв це поєднання хімічної ідеї з інженерним пошуком, що диктуються економічними, екологічними факторами.

Проект промислового підприємства у широкому розумінні – це комплекс технічних документів, що містить опис з принциповими обґрунтуваннями, розрахунки, креслення, макети призначених для будівництва, виготовлення чи реконструкції споруд, установок, машин, верстатів, апаратів, приладів тощо.

7.1 Загальні принципи

Проект промислового підприємства складається з трьох основних частин:

- технології виробництва, як системи обладнання для виготовлення продукції, заснованої на новітніх досягненнях науки і техніки в даній та суміжних галузях народного господарства;

- об'ємно-планувального рішення, що забезпечує оптимальний технологічний процес у його постійному розвитку, простоту та універсальність економічного інженерно-будівельного рішення, створення трудового та побутового комфорту трудящим, ідейно-художню виразність образу споруди загалом та красу окремих його деталей;

- раціональних будівельних конструкцій та інженерного обладнання, що забезпечує найкращі умови для організації технологічного процесу та розвитку його в часі, що відповідають умовам механізованого будівельного виробництва та є органічною основою об'ємно-планувальної побудови споруди або комплексу

У процесі проектування хімічних виробництв вирішуються завдання:

- технологія виробництва та його апаратурне оформлення;
- генеральний план;
- електротехнічне забезпечення тощо.

Саме технологічне проектування включає:

- вибір методу хімічного виробництва продуктів, що відповідає

конкретним умовам;

- екологічне техніко-економічне обґрунтування проєктів;
- розрахунок, вибір та розробку необхідного технологічного обладнання;
- раціональне розміщення обладнання в цеху;
- механізація та автоматизація процесу.

Методологія створення та проєктування хімічних виробництв включає послідовне виконання робіт на різних етапах:

- передпроектна розробка хімічних технологій;
- виконання робочого проєкту виробництва хімічних продуктів.

Передпроектна розробка хімічних виробництв включає:

- екологічне обґрунтування проєктів хімічних, що інвестуються виробництв;
- техніко-економічне обґрунтування проєктних рішень.

7.2 Принципи «зеленої» хімії

Екологічна експертиза технологій хімічних речовин – це оцінка маловідходності виробництва в порівнянні з виробленими норматами або наявними кращими зразками. При цьому визначається ступінь економічності та екологічної небезпеки способу виробництва та технологічних переділів, виходу технології у навколишнє середовище тощо.

7.2.1 Методи екологічної оцінки технології:

- матеріальні баланси та технологічні розрахунки;
- технологічна альтернатива;
- прогнозування технологічного ризику;
- оцінка екологічної небезпеки технології;
- реєстрація екологічних наслідків технології виробництва хімічного продукту.

Метод матеріальних балансів та технологічних розрахунків дозволяє виявити джерела викидів та скидів хімічних продуктів, дати

кількісну оцінку техногенних потоків у навколишнє середовище, виявити якісний склад і агрегатний стан забруднювачів і в цілому всі канали взаємозв'язку в системі «технологія-довкілля».

У свою чергу, метод технологічної альтернативи передбачає

аналіз та оцінку технології по відношенню до існуючих технологічних аналогів хімічних виробництв із заданою екологічністю. Він дозволяє порівнювати технологію, що проектується, з екологічно безпечними аналогами.

Методи прогнозування технологічного ризику передбачають системний аналіз та прогнозування можливих аварійних ситуацій, а також оцінку технологічного ризику та аварійності при нормальній експлуатації.

З позиції системного аналізу методи реєстрації екологічних наслідків технологій виробництва включають аналіз зв'язку промислової технології хімічних речовин з навколишнього середовищем, а також аналіз каналів зв'язків та оцінку їх екологічності.

7.2.2 Процедура проведення екологічної експертизи:

- формування цілей та завдань експертизи;
- оцінка джерел та напрямів негативного впливу хімічної продукції на навколишнє середовище та споживання природних ресурсів;
- визначення відповідності екологічних характеристик проектованої продукції, технології, техніки, чинних норм та правил;
- порівняльний еколого-економічний аналіз та оцінка проектованого та базового варіанту;
оцінка повноти та ефективності заходів щодо попередження можливих аварійних ситуацій та ліквідація їх можливих наслідків.
- оцінка повноти, достовірності та наукової обґрунтованості прогнозів можливого впливу нової продукції, техніки та технології хімічних сполук на стан навколишнього середовища та використання природних ресурсів;
- оцінка вибору засобів та методів контролю впливу хімічної продукції на стан довкілля та використання природних ресурсів;
- екологічна оцінка способу утилізації чи ліквідації нової хімічної продукції після відпрацювання ресурсу.

Завершується експертиза видачею висновку відомчою комісією з рекомендаціями щодо екологічної доцільності розробки впровадження даної хімічної продукції, або необхідності її заміни або подальше вдосконалення технології виробництва.

7.2.3 Види експертних висновків

Існує три види експертних показників:

- техногенні;
- екологічні техногенні;
- екологічні економічні.

Техногенні характеристики містять розрахункові укрупнені матеріальні та енергетичні баланси, що включають потоки твердих відходів, викидів і скидів з визначенням за масою та обсягом, за класами небезпеки,

ступеня токсичності, біостійкості, вибухонебезпечності. Всі ці показники оцінюються і порівнюються з нормативними параметрами.

Еколого-техногенні характеристики включають:

- принципи та схеми маловідходних та безвідходних ресурсо- та енергозберігаючих технологічних рішень;
- характеристики систем очищення викидів та скидів;
- способи утилізації та переробки відходів хімічних виробництв;
- розрахунок можливих аварійних ситуацій, що супроводжуються викидами та скиданнями шкідливих речовин з урахуванням часу, маси та обсягу;
- способи та схеми ліквідації аварійних ситуацій та їх наслідки.

До цієї експертизи також включаються розрахункові питомі величини

обсягів відходів, викидів, скидів шкідливих речовин та їх концентрації, а також величини матеріало-, енергоємності, споживання палива на одиницю пробігу тощо.

Еколого-економічні характеристики включають:

- розрахункові витрати на екологічні заходи при розробці та експлуатації нової технології, обладнання та порівняння їх з екологічними збитками від техногенних впливів;
- розрахункові ціноутворюючі характеристики нової техніки та обладнання з урахуванням екологічних складових;
- розрахункові питомі величини збитків на одиницю викиду (концентрації);
- розрахункові платежі на одиницю збитків та порівняння їх з нормативними параметрами.

7.2.3 Принцип потенційної екологічної небезпеки

Принцип потенційної екологічної небезпеки будь-який наміченої господарської та іншої діяльності передбачає, що будь-який вид господарської діяльності може спричинити неприємні екологічні наслідки для довкілля. Тому обов'язок замовника проекту – дати його екологічне обґрунтування та довести екологічну безпеку майбутнього виробництва хімічних речовин. При цьому необхідно спрогнозувати, з одного боку, вплив хімічного об'єкта на навколишнє середовище, з іншого боку – обґрунтувати допустимість такого впливу та передбачити у зв'язку з цим необхідні природоохоронні заходи.

Принцип обов'язковості проведення державної екологічної експертизи до ухвалення реалізації об'єкта встановлює:

- чи не суперечить намічена діяльність екологічному законодавству чи суб'єктів господарської діяльності;
- чи відповідає намічена хімічна діяльність вимогам нормативних актів з охорони навколишнього середовища та раціонального використання природних ресурсів;
- чи достатньо повно проведено оцінку впливу наміченої діяльності об'єкта на навколишнє середовище;
- чи допустима діяльність об'єкта хімічного виробництва з точки зору безпеки навколишнього середовища та населення;
- чи достатні передбачені проектом заходи щодо охорони навколишнього середовища та раціонального використання природних ресурсів.

Основне питання, на яке має відповісти державна екологічна експертиза – це можливість реалізації проекту (рекомендувати чи не рекомендувати проект до реалізації, відправити проект на доопрацювання тощо).

Замовник зобов'язаний провести державну експертизу проекту на початок його діяльності.

Принцип комплексності оцінки впливу на навколишню середовище господарської чи іншої діяльності та її наслідків означає, що замовник та проектувальник-оцінювач готують «матеріали з оцінки впливу», в яких визначаються вплив, його масштаб, сфера поширення, зміни в навколишньому середовищі тощо, включаючи віддалені наслідки реалізації проекту.

Принцип обов'язковості обліку вимог екологічної безпеки під час проведення експертизи передбачає обов'язок учасників еколого-експертного процесу дотримуватись правових, екологічних вимог проектування, розміщення, будівництва, експлуатації хімічних об'єктів експертизи. Виявляти недотримання нормативів якості довкілля у разі реалізації проекту.

Під якістю довкілля розуміють ступінь відповідності природних умов потребам людей чи інших живих організмів. І як критерії приймають високу біологічну продуктивність популяцій, оптимальне співвідношення видів і біомаси популяцій, що знаходяться на різних трофічних рівнях та ін.

Принцип достовірності та повноти інформації, що подається на екологічну експертизу, зобов'язує замовника проекту хімічного виробництва забезпечити подання на державну експертизу достовірної та повної інформації про об'єкт експертизи, оцінки його впливу на навколишнє середовище, про сучасну екологічну ситуацію в регіоні, про реалізацію проекту тощо. Повною вважається інформація, яка передається органам експертизи відповідно до вимог, що пред'являються до комплектування проектної документації.

Принцип незалежності екологічної експертизи при здійсненні своїх повноважень у галузі екологічної експертизи означає, що ніхто не має права втручатися в роботу експерта, що виконується відповідно до вимог законодавства про екологічну експертизу, технічне завдання на проведення екологічної експертизи та завдання, поставлені перед експертом керівником експертної комісії чи керівником групи. Чинний тиск на експерта в будь-яких формах є протиправною дією.

Принцип наукової обґрунтованості, об'єктивності та законності висновку екологічної експертизи означає, що судження, що містяться в висновку, і висновки повинні бути науково аргументованими. Критеріями у своїй можуть бути як наукові твердження, посилення праці авторитетних вчених, але, головним чином, положення законодавства у галузі охорони навколишнього середовища та природокористування.

Експерти та експертні комісії повинні керуватися міркуваннями наукової обґрунтованості, об'єктивності та законності висновків, передбачених законодавством про охорону навколишнього середовища.

Принцип гласності, участі громадських організацій, обліку громадської думки встановлює обов'язок суб'єктів еколого-експертного процесу виконати вимоги законодавства щодо інформування зацікавлених сторін про екологічну експертизу, що проводиться, участь громадських організацій, обліку громадської думки.

Не виконання цього принципу вважається правопорушенням та основою притягнення винних осіб до відповідальності.

7.2.4 «Зелена хімія»

Одним із напрямків науки, який спрямований на збереження довкілля та здоров'я людей, є зелена хімія, або екологічна хімія. Це підхід, який передбачає створення хімічних продуктів і процесів, які не утворюють або мінімально утворюють небезпечні речовини. Зелена хімія ґрунтується на принципах охорони навколишнього середовища та здоров'я людини, наголошуючи на використанні інноваційних методів, які знижують або усувають використання та виробництво шкідливих матеріалів, речовин, продуктів. Зелена хімія також враховує ефективність та стабільність хімічних продуктів протягом усього їхнього життєвого циклу, оцінюючи їхнє вплив на економіку, суспільство та екосистеми.

Зелена хімія почала формуватися у 1990-х роках як реакція на зростання свідомості про негативну роль хімічної промисловості для довкілля та здоров'я людей. Одним із засновників цієї галузі є американський хімік Пол Анастас, який ініціював Програму досліджень запобігання забруднення шляхом використанням альтернативних технологій під егідою Агенція з охорони довкілля США. У 1998 році він разом з Джоном Ворнером висунув 12 принципів зеленої хімії [*], які стали основою для розробки та впровадження стійких хімічних продуктів і процесів.

12 принципів зеленої хімії

1. Запобігайте утворенню відходів: розробляйте хімічні процеси, щоб мінімізувати кількість відходів, намагайтесь створювати щонайменше відходів, які потребують переробки або очистки.

2. Максимальна економія атомів: кінцевий продукт повинен складатися з якнайбільше атомів вихідних речовин, що мінімізує втрату атомів під час синтезу.

3. Розробляйте менш небезпечні хімічні синтези: розробляйте процеси, які використовують і виробляють речовини з низькою токсичністю або безпечні для людей та довкілля, зменшуючи небезпеки, пов'язані з хімічними перетвореннями..

4. Створюйте безпечніші хімічні речовини та продукти: створюйте хімічні речовини, які зберігають свою дію (корисні властивості), зменшуючи їх шкідливість і вплив на довкілля під час створення, застосування та утилізацію.

5. Використовуйте безпечніші розчинники та умови реакції: намагайтеся обирати та застосовувати розчинники та інші допоміжні речовини, які не мають негативного впливу на здоров'я людей та екологію. Зменшуйте використання тих, що можуть спричинити шкоду.

6. Підвищення енергоефективності: Спробуйте змінити хімічні реакції так, щоб вони протікали за умов нормальної температури та атмосферного тиску, якщо це дозволяє хімія, щоб знизити витрати енергії та забруднення довкілля.

7. Використовуйте відновлювану сировину: якщо це можливо, то використовуйте відновлювані висхідні речовини, сировину та паливо, це зменшить залежність від обмежених ресурсів і викопного палива.

8. Уникайте хімічних похідних: розробляйте реакції та процеси, які мінімізують утворення не цільових похідних, зменшуючи утворення відходів (побічних продуктів).

9. Використовуйте каталізatori, а не стехіометричні реагенти: використовуйте каталітичні реакції, які потребують мало каталізатора, дозволяючи багаторазове використання і знижуючи забруднення.

10. Розробляйте хімічні речовини та продукти для розкладання після використання: розробляйте продукти, які після використання за призначенням, розкладаються на нетоксичні речовини, що мінімізує їх накопичення в довкіллі.

11. Аналізуйте в режимі реального часу, щоб запобігти забрудненню: використовуйте контроль та аналіз у режимі реального часу під час отримання речовин, щоб максимально швидко виявляти та мінімізувати утворення побічних продуктів та/або небезпечних речовин.

12. Мінімізуйте ймовірність нещасних випадків: розробляйте хімічні процеси та речовини для мінімізації ризиків нещасних випадків, таких як пожежі, вибухи або викиди в довкілля, посилюйте заходи безпеки протягом усього виробничого циклу.

Ці принципи сприяють розвитку зеленої хімії як нової галузі науки, яка надає нові можливості для інновацій та покращення якості життя. Зелена хімія застосовується у різних сферах промисловості, таких як хімічна, фармацевтична, сільське господарство, косметична, харчова та інші. Зелена хімія також сприяє досягненню Цілей сталого розвитку ООН, які передбачають забезпечення екологічної, соціальної та економічної стабільності для всіх людей. Зелена хімія є не тільки науковою дисципліною, але й філософією, яка стимулює хіміків та інженерів до відповідального та етичного ставлення до хімії та її впливу на світ.

Таким чином, на сьогодні, застосування принципів зеленої хімії в технологіях при проектуванні нових або модернізації існуючих виробництв є обов'язковим.

7.3 Принципова технологічна схема

Технологічна схема – це графічне зображення сукупності взаємозв'язаних технологічних вузлів, у яких відбуваються хімічні та фізико-механічні процеси з виготовлення заданого продукту. Технологічний вузол визначають як апарат з трубопроводами та арматурою, в яких починається і закінчується один із хімічних або фізико-механічний процеси. Вихідними даними для розробки технологічної схеми є стадії технологічного процесу.

7.3.1 Правила оформлення технологічної схеми

Технологічна схема – це конструкторський документ, на якому складові частини виробничого устаткування і зв'язки між ними показані у вигляді умовних графічних елементів.

Технологічні схеми виробництв органічних речовин - комбіновані, та визначають повний склад елементів хімічного виробництва, елементи автоматизації, транспортне, гідравлічне та пневматичне обладнання.

Устаткування розташовують на схемі відповідно дійсному розташуванню у вибраному масштабі та зручності їх розташування на

кресленні. Відносні розміри обладнання на схемі повинні відповідати їх реальним розмірам у масштабі.

Апарати та устаткування повинні бути обладнані штуцерами розташованими на місцях, що відповідають технологічному процесу.

Трубопроводи (матеріальні лінії потоків) навколо апаратів повинні мати запірну арматуру, відсічні клапани, регулюючі пристрої з відповідним оформленням.

Навколо апаратів повинні бути стрілки з позначенням входу або виходу рідин, газів, пари.

Трубопроводи, по яких надходять у цех різні рідини, гази та пара, розташовують біля верхнього краю схеми, там же наносять трубопровід загального колектора дихання апаратів і ємностей.

Трубопроводи, по яких відходять із цеху рідини (конденсати, оборотна вода, різні стічні води на очищення), розташовують біля нижнього краю аркуша.

Устаткування нумерують відповідно до опису технологічного процесу на поличках-виносках на вільних місцях збоку від апаратів.

До кожної технологічної схеми повинен бути перелік елементів, оформлений у вигляді таблиці, яка розташовується над основним надписом (штампом).

Технологічна схема повинна постадійно відповідати опису технологічного процесу, а саме опису хімічних і фізико-механічних перетворень сировини, переміщення між узлами схеми із визначенням часу, температури, тиску, об'ємів або маси на стадіях від одержання та складування сировини до складування готового продукту.

Microsoft Visio – інноваційне рішення, за допомогою якого можна візуалізувати цикли технологічних процесів на основі даних, використовуючи вбудовані функції для Microsoft 365. Використовуючи **Microsoft Visio** у браузері, можна переглядати, створювати та змінювати схеми, що зберігаються у хмарі, приклад наведено в додатку 3.

7.4 Компановка обладнання

Затверджена технологічна схема є підставою для планувальних рішень, що визначають просторове розташування обладнання в закритих приміщеннях і на відкритих майданчиках. При компонуванні необхідно забезпечити технологічну послідовність процесу, можливість зручної експлуатації обладнання, його монтажу та демонтажу,

виконання ремонтних робіт.

В першу чергу виділяють апарати, які потрібно встановити в опалювальному приміщенні (компресори, фільтри, центрифуги), а потім - обладнання, яке встановлюється під навісами (насоси), на фундаментах і етажерках. Такий поділ дозволяє визначити габарити будівель, навісів, етажерок, фундаментів. Габарити будівель визначають з урахуванням допоміжних приміщень - вентиляційних камер, електрощитових і операторних залів.

7.4.1 Компонування обладнання

Підприємство має забезпечувати максимальну прямолінійність виробничих потоків, мінімальні довжину комунікацій і кількість пристроїв для транспортування. Паралельно з компонованням обладнання здійснюють трасування технологічних, електротехнічних, вентиляційних та інших комунікацій з загальнозаводським господарством, визначають місце розташування електродвигунів, світильників, точок відкачування пилу і шкідливих газів, місця введення водопровідних та інших мереж, скидання стоків.

При компонованні обладнання встановлюють конфігурацію будівель, їх поверховість, навантаження на міжповерхові перекриття, кількість і розташування сходів. При компонованні виробничого корпусу слід уникати надмірного подрібнення його на окремі приміщення - обслуговування великих відділень і цехів вимагає меншої кількості персоналу і менших капітальних витрат.

На першому поверсі, як правило, планують розміщення ємностей для сировини і апаратів для підготовки сировини. Таке розташування обладнання дозволяє легко пов'язувати його комунікаціями зі складами. На верхніх поверхах встановлюють реакційний обладнання. Люки апаратів, крани, вентилі повинні перебувати в доступних для обслуговування місцях.

Устаткування, яке встановлюється на відкритих майданчиках, групують в технологічні блоки за функціональним призначенням (наприклад: печі, відстійники, ємності з висотної та іншими ознаками).

Для транспортування обладнання в будівлю, його демонтажу або ремонту передбачають монтажні отвори.

На плани наносять все обладнання, яке встановлюється в

проектованому приміщенні. Плани кожного поверху або площадки креслять окремо. Будь-який апарат на плані зображують у вигляді його зовнішнього контуру з прив'язкою до стін приміщення.

7.4.2 Одно- та багато поверхневі промислові будівлі

Одноповерхові промислові будівлі

У хімічній промисловості одноповерхові промислові будівлі споруджують головним чином для виробництва з горизонтальним технологічним процесом, а також для ремонтно-механічних цехів і складських приміщень.

В одноповерхових багатопрогенових (багатопрольотних) будинках легше вирішувати питання блокування основних і допоміжних цехів, внутрішньоцехового транспорту, побутового обслуговування працюючих. Компонують одноповерхові будівлі з паралельно розташованих однакових прольотів.

У будівлях прольотного типу крок колон дорівнює або кратний 6 м, а величина прольотів кратна 6 м. Для будівель без мостових кранів застосовуються прольоти 6, 9, 12, 18 і 24 м, а для будівель, обладнаних кранами, - 18, 24, 30 м і більше. Висоти приміщень від позначки чистої підлоги до низу несучих конструкцій перекриття в будівлях без мостових кранів для прольотів 12 м призначають рівними 3,6; 4,2; 4,8; 5,4 і 6 м, а для будівель з прольотами 18 і 24 м - 5,4; 6; 7,2; 8,4; 10,8 і 12,6 м.

У будівлях з мостовими кранами, незалежно від їх вантажопідйомності для різних прольотів, висоту приміщень приймають рівною від 8,4 до 18 м. Для розміщення окремих виробництв потрібні однопрогенові (однопрольотні) будівлі висотою до 30 м. Конструктивні схеми одноповерхових будівель промисловості можуть бути складними через різницю висот приміщень і блокування одноповерхових секцій з багатоповерховими.

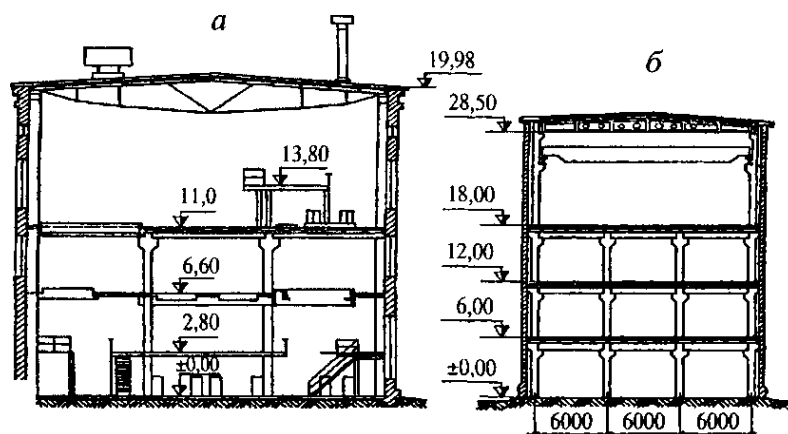
Одноповерхові будівлі можуть мати бічне природне освітлення, через ліхтарі (верхнє) і за допомогою штучних джерел світла, в залежності від вимог можна поєднувати бічне світло з верхнім, а також з штучним. Міжфермений простір використовують, як технічний поверх для розміщення великогабаритних повітропроводів, промислових розводок, електропроводки і інших допоміжних пристроїв.

Багатоповерхові будівлі

Багато виробництв з вертикальним процесом можна розмістити тільки в багатоповерхових будівлях. До таких виробництв відносять наприклад відділення нейтралізації і розфасовки виробництва аміачної селітри, виробництва органічного синтезу, цехи заводів хімічних волокон, виробництва пластичних мас, органічних розчинників, барвників і кислот (рис. 1).

Для багатоповерхових будівель в залежності від навантаження перекриття рекомендується застосовувати сітки колон 9х6 м при навантаженні до 1000 кг / м², а також сітки 6х6 при навантаженні 2500 кг / м². Висоту поверхів багатоповерхових будинків приймають від позначки чистої підлоги до позначки чистої підлоги наступного поверху, рівній 3,6; 4,8; 6,0; 7,2 і 10,8 м (рис. 1).

Багатоповерхові будівлі хімічної промисловості поділяють на дві групи: безкранові та з мостовими або підвісними кранами на верхніх поверхах з прольотами 18 і 24 м. Для підприємств хімічної промисловості ширину багатоповерхових будівель доцільно приймати не менше 18 м. Ширина будівлі для вибухонебезпечних виробництв не повинна перевищувати 30 м при двосторонньому склінні (вікна з обох сторін цеху) і 18 м при односторонньому.



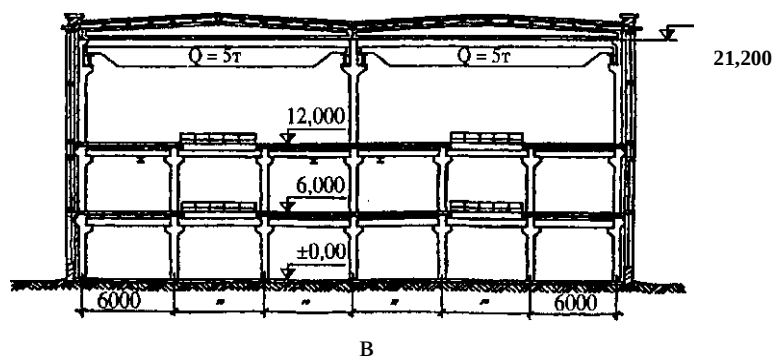


Рисунок 7.1 – Багатоповерхова виробнича будівля.

де: а - без підкранових балок; б - з одною підкрановою балкою; в - з двома підкрановими балками

7.4.3 Розміщення технологічного обладнання

Перш за все на технологічній схемі визначаються типи та кількість агрегатів, напрямок потоків і їх взаємне висотне розташування. Групується обладнання для процесів з аналогічними шкідливими виділеннями. Потім технологічне обладнання розміщується на кресленнях компонування цеху.

При розміщенні технологічного обладнання **слід керуватися принципами угруповання:**

- Перш за все необхідно виділити обладнання, яке може бути повністю розміщено на відкритих майданчиках і то, для якого достатньо спорудити укриття (наприклад кубова частина колони).

- Потім слід згрупувати апарати і машини, в процесі експлуатації яких спостерігається значне виділення пилу, сильна вібрація і виділення агресивних речовин; об'єднати в групи апарати, що розміщуються на зовнішніх установках, що постачаються водою.

- Все великогабаритне, важке обладнання повинно бути встановлено якомога нижче.

Апарати з високо розташованими люками, штуцерами, пристроями, обслуговування яких ведеться зі спеціальних майданчиків, повинні розташовуватися так, щоб їх можна було використовувати в якості опор для цих майданчиків.

В одному приміщенні не слід об'єднувати обладнання з різними по категорії виділеннями. При недотриманні цього принципу доводиться,

наприклад насос, що перекачує воду, але розташований поруч з вуглеводневим насосом, постачати електродвигуном у вибухонебезпечному виконанні.

Вібруюче обладнання (поршневі компресори, насоси, дробарки тощо) об'єднують і розміщують на масивних фундаментах, ретельно ізольованих від сусідніх будівельних конструкцій.

Основним критерієм оцінки розташування обладнання є стрункість, симетричність, максимальна впорядкованість розміщення всіх апаратів і машин. У кожному технологічному приміщенні вони повинні утворювати вертикальні і горизонтальні ряди з одним або декількома основними проходами шириною 1-2 м і зручними підходами до кожного агрегату, ширина яких в просвіті не менше 0,8 м. В якості основних проходів та проїздів доцільно використовувати перекриття каналів, що проходять уздовж по цеху.

Розстановка апаратів на нульовій і інших відмітках повинно здійснюватися так, щоб забезпечити можливість проходження пучків трубопроводів, що підвішуються до перекриттів. Цьому можуть перешкодити апарати, з якої-небудь причини висунуті із загального ряду.

При конструюванні нового виробництва в машинному залі великої протяжності рекомендується через 40-50 м передбачити монтажні майданчики довжиною 6-12 м, на яких згодом можна буде встановити додаткове обладнання.

Для проведення чисток, усунення нещільності, зміни деталей, що зношуються повинні бути передбачені робочі майданчики і підйомно-транспортне обладнання.

При установці устаткування в цеху **необхідно дотримуватися таких правил:**

- основні проходи по фронту обслуговування щитів управління повинні бути шириною не менше 2 м;

- основні проходи по фронту обслуговування і між рядів машин (компресорів, насосів, місцевих контрольно-вимірювальних приладів і т.д.) при наявності постійних робочих місць повинні бути не менше 1,5 м;

- проходи між компресорами повинні бути не менше 1,5 м, а між насосами - не менше 1 м;

- розташування обладнання на відкритому повітрі і всередині будівлі повинно забезпечувати вільний прохід до апаратів, шириною не менше 1 м з усіх боків;

- вільний доступ до окремих вузлів управління апаратами;

- наявність ремонтних майданчиків з розмірами, достатніми для розбирання і чищення апаратів та їх частин (без загромождження робочих проходів, основних і запасних виходів і сходових площадок).

Розміщення технологічного обладнання над допоміжними і побутовими будівлями та приміщеннями та під ними не допускається.

Для запобігання впливу вібрації, спричиненої роботою ряду машин, необхідно дотримуватися таких умов:

- фундаменти під компресори повинні бути відокремлені від конструкції будівлі (фундаментів, стін, перекриттів і т.д.);

- при необхідності повинна застосовуватися ізоляція фундаментів, що оберігає їх від вібрації, і т.п.

ДОДАТОК 1

Таблиця Д 1.1 – Термодинамічні величини для деяких органічних сполук [4].

Сполука	Мольна маса	Питома тепло- ємність, c_p , кДж/кгК	Мольна теплота згоряння Q , кДж/моль	Стандартна мольна ентальпія утворення ΔH^0 , кДж/моль
1	2	3	4	5
<i>n</i> -Азоанізол	242,27	–	7526,9	–
Азобензол	182,22	1,38	6506,0	353,2
Азоксібензол	198,22	–	6429,5	242,1
<i>o</i> -Азоксіфенетол	286,32	–	8748,7	–
<i>n</i> -Азоксіфенетол	286,32	–	8792,2	–
Акрилова кислота	72,07	–	1376,0	–
Акрилонітрил	53,06	2,09	1759,0	–
Акролеїн	56,07	–	1631,0	–
Аланін	89,10	–	1622,0	–
Алізарин	240,23	–	6062,0	–
Аллантоїн	158,10	–	1732,5	–
<i>n</i> -Аліловий спирт	58,08	–	1851,0	–
Алілхлорид	76,53	1,25	1844,7	–
Альдоксим	59,06	–	1427,1	–
Амигдалін	457,40	–	9839,7	–
Амілацетат	130,17	–	4368,0	–
Амілбензоат	192,24	–	6576,2	–
<i>n</i> -Аміловий спирт	88,15	2,37	3320,8	– 360,1 (рід.)
<i>n</i> -Аміноазобензол	198,21	–	6595,0	–
<i>n</i> -Амінофенол	109,14	–	3179,8	–
Амінооцтова кислота	75,06	–	–	– 528,5 (рід.)
Анетол	148,19	–	5549,2	–
<i>n</i> -Анізідин	123,16	–	3866,0	– 237,5
Анізол	108,14	2,02	3786,9	–
Анілін	93,13	2,05	3410,0	35,3 (рід.)
9,10-Антрахінон	208,22	1,08	6462,2	–
Антрацен	178,24	1,17	7114,5	106,8 (тв.)
Ацетальдегід	44,05	–	1169,0	–

Продовження таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
Ацетамід	59,07	–	1182,3	–
Ацетангідрид	102,09	–	1807,0	–
Ацетанілід	135,17	–	4227,5	–
Ацетилацетон	100,12	–	2567,3	–
Ацетон	58,08	2,15	1829,4	– 248,2 (рід.)
Ацетонітрил	41,05	–	1265,2	53,1 (рід.)
Ацетофенон	120,15	–	4137,6	–
Аш-кислота, <i>di</i> -Na-сіль	363,26	–	–	– 1339,9 (тв.)
Бензамід	121,15	–	3546,3	–
Бензанілід	197,24	–	6591,9	–
Бензидин	184,23	–	6530,8	–
Бензиламін	107,16	–	4056	–
Бензиловий спирт	108,14	2,01	3741,7	– 161,0 (рід.)
Бензилхлорид	126,59	–	3708,7	–
Бензоїлхлорид	140,57	–	3275,2	–
Бензойна к-та	122,12	1,20	3231	– 385,2 (тв.)
Бензальдегід	106,13	–	3520	–
Бензоїн	212,23	–	7003,1	–
Бензол	78,12	1,73 ²¹	3273,1	49,1 (рід.)
Бензолсульфо кислота	158,17	–	2958,1	–
Бензолціанід	131,12	–	3939,4	–
Бензонітрил	103,13	–	3621,2	–
Бензофенон	182,22	–	6512,4	– 32,9
<i>n</i> -Бензохінон (хінон)	108,10	–	–	– 184,7
1,2-Бутадиєн	54,09	–	–	165,48 (газ)
1,3-Бутадиєн	54,09	2,19	2522,06	111,9 (газ)
<i>n</i> -Бутан	58,12	–	2657,0	– 124,7 (газ)
<i>n</i> -Бутиловий спирт	74,12	2,43 ³⁰⁻⁸⁰	2671,9	– 284,4 (рід.)
<i>ізо</i> -Бутанол	74,12	2,76	2633,0	–
Валеріанова кислота	102,14	–	2851,8	–
Валеріановий альдегід	86,12	–	3108,9	–
Ванілін	152,15	–	3824,6	–
Веронал	184,18	–	4119,1	–
Вінілхлорид	62,49	1,59	–	31,37 (газ)
Гексаметилендіамін	116,21	–	4443,4	–
Гексан	86,18	2,24	4141,3	– 198,8 (рід.)
Гексахлорбензол	284,77	–	2132,7	–
Гексахлоретан	236,73	–	460,9	–

Продовження таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
Гептан	100,21	0,14	4811,2	– 224,3 (рід.)
Гідразобензол	184,22	–	6692,6	235,4
Гідрохінон	110,12	1,12	2861,3	– 367,8 (тв.)
Гліцерин	92,09	2,51	–	– 659,4 (рід.)
Глутарова кислота	132,12	–	2154,3	–
Глюкоза	180,16	–	2815,8	–
<i>цис</i> -Декалін	138,26	–	6289,0	–
Декан	142,29	–	6737,1	– 250,0 (рід.)
Дибензальацетон	234,28	–	8748,3	–
Дибензил	182,27	–	7575,0	53,6 (тв.)
Дибензиламін	197,26	–	7764,0	–
1,2-Диброметан	187,87	–	–	– 80,7 (рід.)
Диметиламін	45,09	1,53	1743,5	– 27,6 (газ)
N,N-Диметиланілін	121,19	–	4781,0	90,0 (рід.)
Диметилкарбонат	90,07	–	1427,9	–
Диметилмалеїнат	144,11	–	2803,9	–
Диметиловий естер	46,07	–	1454,3	– 185,3 (газ)
Диметилоксалат	118,08	–	1683,9	–
Диметилсульфоксид	78,13	–	–	– 196,2 (рід.)
2,4-Диметилфенол	122,17	–	4338,8	–
2,5-Диметилфенол	122,17	–	4332,9	–
3,4-Диметилфенол	122,17	–	4541,3	–
Диметилфталат	194,17	–	4691,5	–
<i>о</i> -Динітробензол	168,10	–	2946,4	–
<i>м</i> -Динітробензол	168,10	–	2919,5	–
<i>п</i> -Динітробензол	168,10	–	2912,4	–
2,4-Динітротолуол	182,14	–	3551,0	–
2,6-Динітротолуол	182,14	–	3574,8	–
1,4-Діоксан	88,10	1,73	–	– 397,8 (рід.)
Дисаліциловий альдегід	226,22	–	6657,9	–
Дифеніл	154,21	2,89	6249,2	102,6 (тв.)
Дифеніламін	169,23	–	6427,5	–
Дифенілметан	168,23	–	6924,5	–
Дифеніловий естер	170,21	2,64	–	–
Дифенілоцтова кислота	212,23	–	6919,7	–
Дихлороцтова кислота	128,95	–	–	– 502,9 (рід.)
1,2-Дихлоретан	98,97	–	–	– 166,1 (рід.)

Продовження таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
Діетиламін	73,14	2,17	2999,5	–
N,N-Діетиланілін	149,24	–	6073,5	–
Діетилкетон	86,12	–	3082,1	–
Діетиловий естер	74,12	–	2726,7	– 273,2 (рід.)
Еритрит	122,11	–	2112,1	–
Етан	30,07	–	1541,4	– 84,67 (газ)
Етиламін	45,09	–	–	– 105,9 (рід.)
Етиланілін	121,17	–	4699,0	–
Етилацетат	88,09	–	249,6	– 463,8 (рід.)
Етилбензоат	150,16	–	4603,5	–
Етилбензол	106,17	–	4558,0	–
Етилбромід (брометан)	108,97	–	1424,8	– 85,3 (рід.)
Етилвінілкарбінол	86,12	–	3154,6	–
Етилен	28,05	–	1394,7	52,28 (газ)
Етиленгліколь	62,07	–	1179,5	– 454,3 (рід.)
Етилендіамін	60,10	–	1893,6	–
Етиленімін	43,07	–	1591,3	–
Етиленхлорид	98,95	–	1135,4	–
Етильодид (йодетан)	155,96	–	1489,5	– 30,96 (рід.)
Етиловий спирт	46,07	2,43	1370,7	– 277,6 (рід.)
Етилсаліцилат	166,15	–	4404,5	–
Етилформіат	76,08	–	1669,2	–
Етилхлорид (хлоретан)	64,51	–	1325,1	– 105,0 (рід.)
Ізатин	147,12	–	3636,0	–
Ізооктан	114,23	–	5456,1	–
Ізопрен	68,12	2,24	3176,8	– 75,7 (рід.)
Ізопропілбензол кумол	120,19	–	5268,1	3,94 (рід.)
Ізофталева кислота	166,12	–	3219,1	–
Індиго	262,25	–	7604,8	–
Індол	117,15	–	4276,9	–
Йоданілін	219,01	–	3396,8	–
o-Йодбензойна кислота	248,01	–	3224,6	–
Йодбензол	204,00	–	3229,2	–
Йодоформ	393,72	–	677,4	–
Йодпірол	570,67	–	2107,9	–
Йодсаліцилова кислота	264,01	–	2959,8	–
D-Камфора	152,24	–	5910,5	–
Капронова кислота	172,27	–	6100,7	–

Продовження таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
Капронова кислота	116,16	–	3476,9	–
Карбазол	167,20	–	6180,2	–
Карбамід (сечовина)	60,05	1,34	634,29	– 333,1 (тв.)
Карбонілсульфід	60,07	–	546,7	–
Корична кислота (транс-)	148,16	–	4352,2	–
Коричний альдегід	132,17	–	4653,9	–
Коричний ангідрид	278,29	–	8762,5	–
о-Крезол	108,14	–	3692,8	–
м-Крезол	108,14	–	3684,0	–
п-Крезол	108,14	–	3692,4	–
Кротоновий альдегід	70,08	–	3239,5	–
Ксантин	152,10	–	2156,1	–
о-Ксилол	106,17	1,72	4602,8	– 24,42 (рід.)
м-Ксилол	106,17	1,62	4601,1	– 25,41 (рід.)
п-Ксилол	106,17	1,66	4601,8	– 24,40 (рід.)
Лимонна кислота	192,11	–	1975,1	–
Малеїнова кислота	116,07	–	1364,4	–
Малеїновий ангідрид	98,06	–	1397,0	0,47 (тв.)
Малонова кислота	104,06	–	866,9	–
Малононітрил	66,05	–	1654,2	–
Мальтоза	342,32	–	5649,2	–
Ізомасляна кислота	88,10	–	2164,8	–
Масляний альдегід	72,10	–	2452,24	–
Мезитиленова кислота	150,16	–	4544,8	–
Мелітова кислота	352,23	–	3299,6	–
Ментол	156,24	–	6321,8	–
Метан	16,04	2,22	882,0	– 74,85 (газ)
Метилаль	76,08	–	1939,1	–
Метиламін	31,06	–	1071,5	– 80,8 (газ)
N-Метиланілін	107,16	2,14	4073,1	–
Метил ацетат	74,07	–	1634,1	–
Метилбензоат	120,14	–	3953,2	–
Метилбромід (бромметан)	94,94	–	769,8	– 35,6 (рід.)
Метилен йодистий	267,85	–	746,4	–
Метиліодід (йодметан)	141,94	–	814,6	– 8,4 (рід.)
Метилен хлористий	84,93	–	446,8	– 117,1 (рід.)

Продовження таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
Метилкарбіламін	41,04	–	1329,9	–
Метилкоричний естер	162,17	–	5082,4	–
Метилмеркаптан	48,10	–	1246,9	–
Метиловий спирт	32,04	2,51	715,0	– 238,5 (рід.)
Метилпропіонат	88,09	–	2314,1	–
Метилсаліцилат	152,14	–	3763,8	–
Метилформіат	60,04	–	976,6	– 378,2 (рід.)
Метилхлорид (хлорметан)	50,48	–	687,0	– 82,0 (газ)
Метилетилкетон	72,10	–	–	279,3 (рід.)
Метилетиловий естер	60,08	–	2109,2	–
Монофтороцтова кислота	77,03	–	715,6	–
Монохлороцтова кислота	94,49	–	716,4	–
Мурашина кислота	46,03	2,15	262,8	– 409,1 (рід.)
Мурашиний альдегід	30,03	–	561,1	– 115,9 (газ)
Нафталева кислота	216,18	–	5212,7	–
Нафталін	128,17	1,29	5156,8	75,44 (тв.)
2-Нафталін- сульфокислота	208,22	–	–	– 509,9 (тв.)
1-Нафтіламін	143,19	1,13	5286,5	–
2-Нафтіламін	143,19	–	5276,0	–
1-Нафтойна кислота	172,18	–	5153,8	–
2-Нафтойна кислота	172,18	–	5136,3	–
1-Нафтол	144,17	1,00	4959,7	–
2-Нафтол	144,17	–	4674,4	–
1-Нафтохінон	158,16	–	4605,7	–
2-Нафтохінон	158,16	–	4629,2	–
o-Нітроанілін	138,13	–	3204,1	–
m-Нітроанілін	138,13	–	3201,6	–
n-Нітроанілін	138,13	–	3184,0	23,0 (тв.)
m-Нітробензойна кислота	167,13	–	3050,6	–
Нітробензол	123,12	1,42	3092,8	15,9 (рід.)
n-Нітрозоенол	126,12	–	–	2993,2 (тв.)
Нітрометан	61,04	–	708,8	– 86,6 (рід.)

Продовження таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
1-Нітропропан	89,10	–	1999,5	–
<i>o</i> -Нітротолуол	137,15	–	897,0	–
<i>m</i> -Нітротолуол	137,15	–	3736,0	–
<i>n</i> -Нітротолуол	137,15	–	3717,9	–
<i>o</i> -Нітрофенол	139,12	–	2883,2	–
<i>m</i> -Нітрофенол	139,12	–	2863,5	–
<i>n</i> -Нітрофенол	139,12	–	2881,9	–
<i>n</i> -Нітрохлорбензол	157,55	–	–	– 81,7 (тв.)
Нонан	128,26	1,65	6124,5	– 229,3 (рід.)
Окис етилену	44,05	–	1264,0	– 51,0 (рід.)
Октан	114,23	1,65	5450,5	208,45 (газ)
<i>n</i> -Оксіязобензол	198,21	–	6293,3	–
Октиловий спирт	130,23	–	5280,2	–
Олеїнова кислота	282,47	–	11116,9	–
Оцтова кислота	60,05	2,01	876,1	– 487,0 (рід.)
Аліловий естер	130,19	–	4361,8	–
Метилловий естер	74,08	–	1594,9	–
Етиловий естер	88,10		2246,4	– 463,2 (рід.)
Оцтовий альдегід	44,05	2,18	1164,8	– 166,3 (газ)
Оцтовий ангідрид	100,06	–	1809,6	–
Пальмітинова кислота	256,43	–	10034,9	–
Пентан	72,15	1,66	3486,9	– 146,4 (газ)
Пентаеритрит	136,13	–	2770,4	539,7 (тв.)
Пікринова кислота	229,11	–	2559,8	227,6 (тв.)
Пінаколін	100,14	–	3736,6	–
Піперидин	85,16	2,19	3458,5	–
Піперонал	150,12	–	3645,7	–
Пірен	202,26	–	–	112,7(тв.)
Піридин	79,11	1,80	2868,1	78,8 (рід.)
Пірогалол	126,12	–	2672,3	–
Пірокатехін	110,10	–	2869,3	–
Пірол	67,09	–	2375,2	–
Пропан	44,09	–	2202,0	– 103,8 (газ)
Пропаргіловий спирт	56,06	–	3088,6	–
Пропіламін	58,09	–	2397,9	–
Пропіл бромистий	123,00	–	2080,7	–
Пропілен	42,08	–	2051,0	20,41 (газ)
Пропіл йодистий	169,99	–	2151,8	–

Продовження таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
<i>ізо</i> -Пропіловий спирт	60,09	2,3	2003,8	– 320,2 (рід.)
<i>н</i> -Пропіловий спирт	60,09	2,2	2010,4	– 306,9 (рід.)
Пропіл хлористий	78,54	–	2001,2	–
Пропіонамід	73,08	–	1843,1	–
Пропіонітрил	55,07	–	1912,3	–
Пропіонова кислота	74,08	–	1536,4	–
Пропіоновий альдегід	58,08	–	1808,3	–
Пурпурин	256,20	–	5874,7	–
Резорцин	110,10	–	2861,7	–
Саліцилова кислота	138,13	–	3025,4	–
<i>о</i> -Саліциловий альдегід	122,13	–	3335,2	–
<i>м</i> -Саліциловий альдегід	122,13	–	3304,6	–
<i>п</i> -Саліциловий альдегід	122,13	–	3321,4	–
Себацінова к-та	202,25	–	5427,9	–
Сірковуглець	76,14	–	1033,2	–
Стеаринова кислота	284,48	–	11346,0	–
Стирол	104,15	1,74	4395,3	–
Теобромін	180,15	–	3541,8	–
Терефталева кислота	166,14	–	3223,3	–
Тетранітрометан	196,04	–	445,2	– 36,8 (рід.)
Тетранітропентаеритрит	316,15	–	–	539,7 (тв.)
Тетрил	287,16	0,91 ²⁰	3524,2	– 19,7 (тв.)
Тимол	150,22	–	5647,1	–
Тіосечовина	76,11	–	1436,3	–
Тіофен	84,14	–	2805,4	– 82,0 (рід.)
<i>о</i> -Толуїдин	107,16	–	4034,6	–
<i>м</i> -Толуїдин	107,16	–	4038,8	–
<i>п</i> -Толуїдин	107,16	1,62	4009,9	–
<i>о</i> -Толуїлова кислота	136,14	–	3888,3	–
<i>м</i> -Толуїлова кислота	136,14	–	3890,8	–
<i>п</i> -Толуїлова кислота	136,14	–	3883,7	–
<i>о</i> -Толунітрил	117,14	–	4316,9	–
Толуол	92,14	1,69	3908,7	11,9 (рід.)
Триметиламін	59,10	–	2428,1	–
2,4,6-Тринітро- <i>м</i> -ксилол	241,17	–	4065,3	109,6 (тв.)

Продовження таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
2,4,6-Тринітротолуол	227,14	—	3433,8	—
2,2,3-Триметилбутан	100,21	—	4804,4	—
Трифенілметан	244,34	—	9994,3	—
Трифеніламін	245,33	—	9488,5	—
Трифенілметанол	260,34	—	9793,9	—
Трихлороцтова кислота	163,38	—	388,3	—
Триетиламін	101,20	—	2420,9	—
Ундекан	156,28	—	7499,1	— 270,6 (рід.)
Уретан	89,08	—	1664,2	—
Уротропін	140,19	—	4212,0	— 99,2 (тв.)
Фенантрахінон	208,20	—	6469,3	—
Фенатрен	178,24	1,15	7081,4	111,5 (тв.)
Фенацетин	179,22	—	5377,3	—
Фенетол	122,17	—	4436,3	—
Фенілацетилен	102,14	—	4285,2	—
Фенілгідразин	108,14	—	3662,7	—
N-Фенілгідроксиламін	109,14	—	3362,7	—
N-Фенілгліцин	151,17	—	3996,1	—
n-Фенілендіамін	108,14	—	3491,1	—
Фенілпропіловий естер	136,18	—	5082,8	—
Фенілоцтова кислота	136,15	—	3891,9	—
Фенол	94,12	2,35	3067,9	— 155,9 (тв.)
Флороглюцин	126,10	—	2586,4	—
Флуорен	166,22	—	6631,2	—
Формальдегід	30,02	—	561,8	—
Формаїд	45,04	—	564,4	— 257,7 (рід.)
Форманілід	121,13	—	861,0	—
Фталева к-та	166,12	0,97	3225,9	—
Фталевий ангідрид	148,12	1,09	3277,7	— 460,7 (тв.)
Фталоїлдіхлорид	203,03	—	3355,6	—
Фталімід	147,14	—	3554,3	—
Фторбензол	96,09	—	3130,7	—
Фтороформ	70,02	1,17	—	— 680,3 (газ)
Фумарова кислота	116,07	—	1338,9	—
Фуран	68,07	—	2092,4	—
Фузол	96,08	—	2344,3	—
Фурфурол	96,09	—	2341,0	—
Хінгідрон	218,21	—	5582,9	— 576,6 (тв.)

Закінчення таблиці Д 1.1

1	2	3	4	5
Хінон	188,08	–	2749,8	– 190,8 (тв.)
Хінонова кислота	192,15	–	3491,5	–
Хінолін	129,17	–	4700,7	–
Хлораль	147,39	–	–	– 213,8 (рід.)
o-Хлорбензойна кислота	156,56	–	3077,5	–
n-Хлорбензойна кислота	156,56	–	3044,4	–
Хлорбензол	112,56	1,29	–	116,3 (рід.)
Хлороформ	119,38	0,94	373,2	– 131,8 (рід.)
Хлороцтова кислота	94,49	–	715,5	– 504,6 (тв.)
Цетиловий спирт	242,45	–	10478	685,2 (тв.)
Ціанова кислота	43,03	–	–	– 146,8 (газ)
Ціаноцтова кислота	85,05	–	1251,9	–
Циклогексан	84,16	1,26	3923,7	– 123,1 (газ)
Циклогексано́л	100,16	1,74	3726,7	351,3 (рід.)
Циклогексанон	98,15	1,80	–	–
Циклогексен	82,15	–	3731,7	–
1,3-Циклопентадієн	66,11	–	3543,8	–
Циклопентан	70,14	–	3278,6	– 105,8 (рід.)
Циклопропан	42,08	–	2078,6	–
Чотирихлористий вуглець	153,82	–	156,2	– 139,3 (рід.)
Щавлева кислота	90,04	–	252,0	– 826,8 (тв.)
Діамід (оксамід)	88,07	–	850,2	– 507,1 (тв.)
Янтарна кислота	118,09	–	1494,1	–
Янтарний ангідрид	100,07	–	1546,4	–

Таблиця Д 1.2 – Термодинамічні величини для деяких неорганічних сполук і простих речовин [4]

Формула сполуки	Мольна маса	Стандартна мольна та питома теплоємність c_p , Дж/моль·К, (кДж/кг·К)	Стандартна мольна ентальпія утворення ΔH^0 , кДж/моль
1	2	3	4
N ₂ O	44,01	38,6 (0,887 ²⁵)	82,0
NO	30,01	29,9 (0,98)	90,25
N ₂ O ₃	76,01	65,3	83,3
NO ₂	46,01	37,5 (0,80)	33,0
N ₂ O ₅	108,01	143,0	– 42,7
NH ₃	17,03	35,6 (2,09)	– 46,19 (газ)
N ₂ H ₄	32,05	98,83	50,50
N ₂ H ₄ · H ₂ O	50,06	–	– 243,0 (рід.)
N ₂ H ₄ · 2HCl	104,97	–	– 364,0
NH ₂ OH	33,03	46,9	– 115,0
NH ₂ OH · HCl	64,49	–	– 312,0
Al	26,98	24,35 (0,903 ²⁵)	0
AlBr ₃	266,69	100,5	– 513,4
Al ₂ O ₃ · H ₂ O	59,99	52,76	– 985,0
Al(OH) ₃	78,00	93,07	– 1315,0
AlI ₃	407,69	99,2	– 308,0
Al ₂ SO ₄ · K ₂ SO ₄ · 24H ₂ O	948,76	1302,0	– 12115,0
Al(NO ₃) ₃ · 9H ₂ O	375,14	–	– 3757,0
Al ₂ O ₃	101,96	79,04	– 1676,0
Al ₂ (SO ₄) ₃	342,14	259,0	– 3442,0
AlCl ₃	133,34	91,0 (0,66)	– 704,2
CH ₃ COONH ₄	77,08	–	– 615,0
NH ₄ Br	97,94	88,7	– 270,1
NH ₄ I	144,94	81,76	– 201,0
(NH ₄) ₂ CO ₃	96,09	–	–
NH ₄ HCO ₃	79,06	–	– 850,0
NH ₄ NO ₃	80,04	139,0 (1,74)	– 365,4
NH ₄ NO ₂	64,04	–	– 256,0
(NH ₄) ₂ S ₂ O ₈	228,19	–	– 1648,0

Продовження таблиці Д 1.2

1	2	3	4
NH ₄ SCN	76,12	–	– 82,0
(NH ₄) ₂ SO ₄	132,13	187,0 (1,41)	– 1180,0
(NH ₄) ₂ S	68,14	–	– 167,0
(NH ₄) ₂ HPO ₄	132,06	–	– 1566,0
NH ₄ F	37,04	65,27	– 463,6
NH ₄ Cl	53,49	84,1 (1,65)	– 314,2
(NH ₄) ₂ HPO ₄	252,06	–	– 1799,0
H ₂	2,02	28,83 (14,17 ¹⁵)	0
H ₂ O	18,02	75,29 (4,19 ²⁵)	– 285,8
H ₂ O ₂	34,01	89,33 (2,63 ²⁵)	– 187,8
HN	43,03	43,68	294,0 (газ)
HCN	27,03	70,63	135,0 (газ)
HNO ₃	63,01	109,5 (1,74)	– 174,1
H ₃ BO ₃	61,83	81,34	– 1094,0
HBr	80,91	28,01 (0,36)	– 34,1
HI	127,91	29,15 (0,22)	26,57
HIO ₃	175,91	–	– 243,1
H ₂ SiO ₃	78,10	–	– 1188,3
H ₂ Se	80,98	34,64	33,0
H ₂ SO ₄	98,07	138,9 (1,40)	– 814,2
H ₂ S	34,08	34,2	– 21,0
HSO ₃ Cl	116,52	–	– 555,2
H ₃ PO ₄ (ОПТО-)	98,00	106,1 (1,08)	– 1279,0
HPO ₃ (МЕТА-)	79,98	–	– 49,3
H ₄ P ₂ O ₇ (ДВОХ-)	177,97	–	– 2242,0
HF	20,01	29,14 (2,40 ⁰)	– 270,7
HCl	36,46	29,13 (0,81 ⁰)	– 91,8
HClO ₄	100,46	120,4	– 34,5
Fe	55,85	25,0 (0,44 ²⁵)	0
FeBr ₂	215,66	67,4	– 251,4
FeBr ₃	295,56	–	– 269,0
Fe(OH) ₂	89,86	97,1	– 561,7
Fe(OH) ₃	106,87	101,7	– 826,6

Продовження таблиці Д 1.2

1	2	3	4
FeI_2	309,66	109,0	– 116,3
FeCO_3	115,86	83,3	– 738,15
$\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$	404,00	–	– 3339,0
FeO	71,85	49,92	– 264,8
Fe_3O_4	231,54	150,8	– 1117,1
Fe_2O_3	159,69	103,8	– 822,2
$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	278,01	394,5	– 3016,0
$\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	399,87	271,7	– 2584,0
FeS	87,91	50,54	– 100,4
FeF_3	112,84	–	– 1000,0
FeCl_2	126,75	76,36	– 341,75
FeCl_3	162,21	94,93	– 399,4
K	39,10	32,72	0
KBrO_3	167,00	104,9	– 332,2
KBr	119,00	52,07 (0,45)	– 392,5
KOH	56,11	65,87 (1,17)	– 425,8
KIO_3	214,00	106,46	– 508,4
KI	166,00	52,73 (0,31)	– 327,6
K_2CO_3	138,21	115,70 (0,89)	– 1146,1
KHCO_3	100,12	–	– 959,3
KNO_3	101,10	96,27 (0,96)	– 493,2
KNO_2	85,10	–	– 370,3
K_2O	94,20	83,7	– 363,2
KClO_4	138,55	112,40	– 430,1
KMnO_4	158,03	119,2 (0,74)	– 813,4
KSCN	97,18	–	– 203,4
K_2SO_4	174,25	130,1 (0,74)	– 1433,7
KHSO_4	136,16	–	– 1158,1
K_2S	110,26	–	– 428,4
K_2SO_3	158,25	–	– 1116,7
KH_2PO_4	136,09	116,57	– 1568,6
KF	58,10	49,32	– 567,4
KClO_3	122,55	100,25	– 391,2

Продовження таблиці Д 1.2

1	2	3	4
KCl	74,55	51,29 (0,69)	– 435,9
K ₂ CO ₄	194,19	146,0	– 1382,8
K ₂ Cr ₂ O ₇	294,18	219,7 (0,74)	– 2033,0
KCN	65,12	65,06	– 112,5
K ₄ [Fe(CN) ₆] · 2H ₂ O	422,39	–	– 1423,8
K ₃ [Fe(CN) ₆]	329,25	316,3	– 173,2
Ca	40,08	26,28 (0,65 ²⁰)	0
CaBr ₂	199,89	–	– 674,9
Ca(OH) ₂	74,08	84,5 (1,18)	– 986,6
CaC ₂	64,10	62,34 (0,92 ²⁰)	– 62,8
CaCO ₃	100,09	81,25 (0,81)	– 1207,0
Ca(NO ₃) ₂	164,09	149,33 (0,91)	– 937,2
CaO	56,08	42,80	– 635,5
CaSO ₄	136,14	99,6 (0,73)	– 1432,7
CaS	72,14	47,70	– 1482,4
Ca ₃ (PO ₄) ₂	310,18	227,8	– 4137,6
CaF ₂	78,08	67,03	– 1214,6
CaCl ₂	110,99	72,63 (0,59)	– 795,0
SiO ₂	60,08	44,43	– 910,9
SiF ₄	32,12	42,89	34,7
Mg	24,31	23,9 (0,983 ²⁵)	0
MgBr ₂	184,11	–	– 517,6
Mg(OH) ₂	58,32	77,03	– 924,7
MgI ₂	278,11	–	– 360,0
MgCO ₃	84,31	75,6	– 1113,0
Mg(NO ₃) ₂ · 6H ₂ O	256,41	–	– 2612,3
MgO	40,30	37,8	– 601,8
MgSO ₄	120,36	96,48	– 1301,4
MgF ₂	62,30	61,59	– 1113,0
MgCl ₂	95,21	71,09	– 641,1
Mn	54,94	26,3 (0,479 ²¹)	0
MnO	70,94	44,10 (0,60)	– 385,1
MnO ₂	86,94	54,02	– 521,5

Продовження таблиці Д 1.2

1	2	3	4
MnSO ₄	151,00	100,2	– 1066,7
MnCl ₂	125,84	72,92	– 481,2
Cu	63,55	24,4 (0,384 ²⁰)	0
CuBr ₂	223,35	–	– 143,0
Cu(OH) ₂	97,56	96,0	– 444,3
(CuOH) ₂ CO ₃	221,12	–	– 1051,0
Cu (NO ₃) ₂ · 3H ₂ O	241,60	–	– 1217,0
Cu ₂ O	143,09	63,64	– 173,2
CuO	79,55	42,3 (0,56)	– 162,0
CuSO ₄	159,60	98,87 (0,62)	– 770,9
CuSO ₄ · 5H ₂ O	249,68	281,0	– 2279,4
CuS	95,61	47,82	– 53,1
CuF ₂	101,54	70,3	– 537,6
CuCl	99,00	48,5	– 137,3
CuCl ₂	134,45	71,88 (0,59)	– 215,6
Na	22,99	28,16 (1,22 ²⁵)	0
CH ₃ COONa	82,03	–	– 710,4
Na ₂ B ₄ O ₇ · 10H ₂ O	381,37	186,8	– 3276,7
NaBrO ₃	150,89	–	– 342,8
NaBr	102,89	51,40 (0,50)	– 361,4
NaH	24,00	–	– 56,4
NaIO ₃	197,89	125,5	– 490,4
NaI	149,89	52,22 (0,36)	– 287,9
Na ₂ CO ₃	105,99	109,2 (1,04)	– 1131,0
Na ₂ CO ₃ · 10H ₂ O	286,14	–	– 4083,5
NaHCO ₃	84,01	87,61 (1,04)	– 947,7
NaNO ₃	84,99	93,05 (1,10)	– 466,7
NaNO ₂	69,00	–	– 359,0
NaClO ₄	122,44	109,0	– 382,8
Na ₂ SiO ₃	122,06	111,8	– 1525,4
Na ₂ SO ₄	142,04	127,3 (0,89)	– 1384,6
Na ₂ SO ₄ · 10H ₂ O	322,19	574,5	– 4324,7
NaHSO ₄	120,06	–	– 1110,1

Продовження таблиці Д 1.2

1	2	3	4
Na ₂ S	78,04	– (1,32)	– 370,3
Na ₂ SO ₃	126,04	120,1 (0,9)	– 1090,0
Na ₂ S ₂ O ₃ · 5H ₂ O	248,17	360,7	– 2602,0
Na ₃ PO ₄	163,94	–	– 1935,5
NaF	41,99	46,82	– 573,6
NaClO ₃	106,44	104,6	– 365,4
NaCl	58,44	49,71 (0,85)	– 411,1
Na ₂ CrO ₄	161,97	–	– 1333,0
Na ₂ Cr ₂ O ₇ · 2H ₂ O	298,00	–	– 1962,0 (безводн.)
NaCN	49,01	–	– 89,8
Ni	58,70	26,1 (0,439 ²⁰)	0
NiSO ₄	154,76	97,70	– 873,5
NiCl ₂	129,61	71,67	– 304,2
SnCl ₂	189,60	122,6	– 331,0
SnCl ₂	260,50	165,3	– 528,9
S	32,06	22,7 (0,708 ²⁵)	0
SO ₂	64,06	39,9 (0,623 ²⁵)	– 296,9
SO ₃	80,06	180,0	– 439,0
SO ₂ Cl ₂	134,96	131,4 (0,97)	– 391,2
SOCl ₂	118,97	120,5	– 247,0
TiCl ₄	189,71	145,2	– 804,2
CO	28,01	29,11	– 110,52
CO ₂	44,01	37,11 (0,84)	– 393,51
COCl ₂	98,91	–	– 215,3
CS ₂	76,13	75,73	88,7
P ₄ O ₁₀	283,89	211,7	– 2984,0
POCl ₃	153,33	138,8	– 597,5
PCl ₃	137,33	74,1	– 311,7
PCl ₅	208,24	–	– 435,6
PH ₃	34,00	37,1	5,4
Cl ₂	70,91	34,94 (0,471 ²⁰)	0
Cr ₂ O ₃	151,99	118,8	– 1140,6

Закінчення таблиці Д 1.2

1	2	3	4
CrO_3	99,99	–	– 590,4
$\text{Cr}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$	716,43	280,7 (безводн.)	– 3308,0 (безводн.)
Zn	65,38	25,44 (0,38)	0
ZnBr_2	225,19	65,7	– 329,7
$\text{Zn}(\text{OH})_2$	99,39	72,27	– 645,4
ZnO	81,38	40,25 (0,49)	– 350,6
ZnSO_4	161,44	99,08	– 981,4
ZnS	97,44	45,52	– 205,4
ZnCl_2	136,29	71,33	– 415,05

Таблиця Д 1.3 – Числові значення теплових виправлень Δ на замітники до теплоти згоряння органічних сполук [1]

Характер груп, заміників та зв'язків	Δ , ккал/г·моль	Примітка
1	2	3
Зв'язок між аліфатичним і ароматичним радикалами Ar-R	– 3,5	При згорянні атомів вуглецю, один з яких належить до ароматичного радикала, а інший – до аліфатичного, будуть переміщатися всі електрони, що містяться в цих атомах
Зв'язок між ароматичними радикалами Ar-Ar	– 6,5	При згорянні атомів вуглецю, які входять у різні ароматичні ядра, будуть переміщатися всі електрони, які мають у цих атомах. Число теплових виправлень у випадку горіння сполук, що являють собою конденсовані ядра ароматичних вуглеводнів, дорівнює числу «спайок» ядер
Етиленовий зв'язок C=C : в цис-сполуках в транс-сполуках	+ 16,5 + 13,0	–
Зв'язок між ароматичним радикалом і вінільними або ацетиленовими групами Ar-CH=CH_2 або $\text{Ar-C}\equiv\text{CH}$	– 6,5	–
Подвійний зв'язок у циклі	+ 6,5	–
Ацетиленовий зв'язок $-\text{C}\equiv\text{CH}$	+ 46,1	–
Зв'язок між первинним аліфатичним радикалом і гідроксильною групою (первинні спирти) R-OH	+ 13,0	–
Зв'язок між ароматичним радикалом і гідроксильною групою Ar-OH	+ 3,5	При згорянні вуглецю, зв'язаного з OH -групою, переміщуються тільки три електрони. Не переміщається електрон, що приймає участь в утворенні зв'язку між C і O , а також електрон водню в OH -групі

Продовження таблиці Д 1.3

1	2	3
Зв'язок між вторинним аліфатичним радикалом і гідроксильною групою (вторинні спирти) $\begin{array}{c} \text{R}-\text{CH}-\text{R} \\ \\ \text{OH} \end{array}$	+ 6,5	При згорянні вуглецю, зв'язаного з ОН-групою, переміщуються тільки три електрони. Не переміщається електрон, що приймає участь в утворенні зв'язку між С і О, а також електрон водню, що утримується в ОН-групі
Зв'язок між третинним аліфатичним радикалом і гідроксильною групою (третинні спирти) $\begin{array}{c} \text{R} \\ \\ \text{R}-\text{C}-\text{R} \\ \\ \text{OH} \end{array}$	+ 3,5	Те ж саме
Аліфатичні і ароматичні естери $(\text{Ar})\text{R}-\text{O}-\text{R}(\text{Ar})$	+ 19,5	Як і в спиртах, при згорянні вуглецю, зв'язаного з киснем, переміщуються три електрони
Альдегідна група в аліфатичних і ароматичних сполуках $(\text{Ar})\text{R}-\text{CHO}$	+ 13,0	У вуглецю альдегідної групи і кетогрупи при згорянні переміщуються два електрони
Ангідриди карбонових кислот $\begin{array}{cc} \text{R} & \text{R} \\ & \\ \text{O}=\text{C}-\text{O}-\text{C}=\text{O} \end{array}$	+10,0	—
Кето-група в аліфатичних і ароматичних сполуках $(\text{Ar})\text{R}-\text{CO}-\text{R}(\text{Ar})$	+ 6,5	Те ж саме
α-Кетокислоти $\begin{array}{c} \text{R}-\text{C}-\text{COOH} \\ \\ \text{O} \end{array}$	+ 13,0	Теплове виправлення вводять, якщо група R(CO) зв'язана з групою COOH. В інших випадках не потрібно теплового виправлення на групу COOH. При згорянні вуглецю COOH-групи переміщається тільки один електрон, тому що інші вже «витрачені» на утворення зв'язку між С і О

Продовження таблиці Д 1.3

1	2	3
Оксикислоти $\begin{array}{c} \text{OH} \\ \\ \text{R}-\text{C}-\text{R} \\ \\ \text{COOH} \end{array}$	+ 6,5	Теплове виправлення вводять, якщо група $\text{R}-\text{C}(\text{OH})-\text{R}$ зв'язана з групою COOH . Усе сказане про кетокислоти вірно і для оксикислот
Група $\text{R}-\text{C}-$ $\begin{array}{c} \\ \text{O} \end{array}$	+ 6,5	Теплове виправлення вводять, якщо група $\text{R}-\text{CO}-$ зв'язана з такою ж групою. Крім того, вводять ще два виправлення на кето-групу (+ 6,5; – 2)
Складні аліфатичні естери $\text{R}-\text{COOR}$	+ 16,5	–
Первинні ароматичні аміни $\text{Ar}-\text{NH}_2$,	+ 6,5	В атомі вуглецю, зв'язаному з аміногрупою, при згорянні переміщуються всі електрони; при підрахунку числа електронів, що переміщуються, враховуються також електрони водневих атомів, безпосередньо зв'язаних з азотом
Первинні аліфатичні аміни $\text{R}-\text{NH}_2$	+ 13	Те ж саме
Вторинні ароматичні аміни $\text{Ar}-\text{NH}-\text{Ar}$	+ 13,0	Жирноароматичні вторинні аміни розглядаються як вторинні ароматичні
Вторинні аліфатичні аміни $\text{R}-\text{NH}-\text{R}$	+ 19,5	–
Третинні ароматичні аміни $\begin{array}{c} \text{Ar}-\text{N}-\text{Ar} \\ \\ \text{Ar} \end{array}$	+ 19,5	Жирноароматичні третинні аміни розглядаються як третинні ароматичні
Третинні аліфатичні аміни $\text{R}-\text{N}-\text{R}$ $\begin{array}{c} \\ \text{R} \end{array}$	+ 26,0	–
Зв'язок між ароматичним радикалом і азотом в амінах	– 3,5	Крім виправлення на відповідну аміногрупу (див. вище), вводять теплові виправлення на кожний зв'язок між ароматичним радикалом і азотом

Закінчення таблиці Д 1.3

1	2	3
Заміщені амідн типу $\begin{array}{c} \text{R}-\text{N}-\text{C}=\text{O} \\ \\ \text{R} \end{array}$	+ 6,5	—
Зв'язок між вуглецем і нітрильною групою $-\text{C}\equiv\text{N}$ в аліфатичних і ароматичних сполуках	+ 16,5	В атомі вуглецю, зв'язаного з азотом нітрильної групи, при згорянні переміщаються всі електрони
Ароматичні нітрили $\text{Ar}-\text{C}\equiv\text{N}$	– 6,5	Вводяться два виправлення: на зв'язок між вуглецем і групою $\text{C}\equiv\text{N}$ і на власну нітрильну групу
Нітрогрупа NO_2 в аліфатичних і ароматичних сполуках	+ 13,0	При згорянні вуглецю, зв'язаного з NO_2 , переміщаються не всі електрони, а на один електрон менше. Цей електрон залишається при азоті нітрогрупи, який відновлюється в процесі горіння
Сульфогрупа SO_3H в ароматичних сполуках	– 23,4	Сказане про нітрогрупу вірно і для сульфогрупи
Хлор в аліфатичних сполуках	– 7,7	При згорянні в атомі вуглецю, зв'язаного з галоїдом, переміщаються не всі електрони, а на один менше
Хлор в ароматичних сполуках	– 6,5	—
Бром в аліфатичних сполуках	+ 16,5	—
Бром в ароматичних сполуках	– 3,5	—
Йод в аліфатичних і в деяких ароматичних сполуках	+ 42,0	—

Таблиця Д 1.4 – Властивості деяких конструкційних, захисних та ізолюючих матеріалів

Найменування	Щільність, кг/м ³	Питома теплоємність, кДж/кг·К	Коефіцієнт теплопровідності, Вт/м·К
Сталь	7850	0,50	46,5
Сталь нержавіюча	7900	0,50	17,5
Чавун	7200	0,50	46,5÷93,0
Мідь	8800	0,38	384,0
Латунь	8500	0,39	93,0
Алюміній	2700	0,92	203,5
Свинець	11400	0,13	34,9
Скло	2500	0,12÷0,84	0,698÷0,814
Емаль	2350	0,45÷0,80	0,872÷1,163
Фаоліт	1500÷1730	1,30	0,419
Кераміка кислото-стійка	2600	0,92	1,280
Скляна вата	200	0,12÷0,84	0,035÷0,070
Азбест	600	0,84	0,151
Совеліт	450	1,30	0,098
Шлаковата	250	0,75	0,076

Таблиця Д 1.5 – Густина рідких речовин та водних розчинів залежно від температури [10]

Речовина	Щільність, кг/м ³							
	–20 °C	0 °C	20 °C	40 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Азотна к-та, 100 %-ва	1582	1547	1513	1478	1443	1408	1373	1338
Азотна к-та, 50 %-ва	–	1334	1310	1287	1263	1238	1212	1186
Аміак рідкий	665	639	610	580	545	510	462	390
Аміак рідкий, 25 %-й	–	918	907	897	887	876	866	856
Анілін	–	1039	1022	1004	987	969	866	933
Ацетон	835	813	791	768	746	719	693	665
Бензол	–	900	879	858	836	815	793	769
Бутиловий спирт	838	824	810	795	781	766	751	735
Вода	–	1000	998	992	983	972	958	943
Гексан	693	677	660	641	622	602	581	559
Гліцерин, 50 %-й	–	1136	1126	1116	1106	1006	996	986
Диоксид сірки (рід.)	1484	1434	1383	1327	1264	1193	1111	1010
Дихлоретан	1310	1282	1254	1224	1194	1163	1133	1102
Діетиловий естер	758	736	714	689	666	640	611	576
Ізопропіловий спирт	817	801	785	768	752	735	718	700
Кальцій хлористий, 25 % розчин	1248	1239	1230	1220	1210	1200	1190	1180
м-Ксилол	–	882	865	847	831	796	796	770
Метиловий спирт, 100 %-й	828	810	792	774	756	736	714	–
Метиловий спирт, 40 %-й	–	946	935	924	913	902	891	880
Мурашина кислота	–	1244	1220	1195	1171	1147	1121	1096
Натр їдкий, 50 %-й	–	1540	1525	1511	1497	1483	1469	1454
Натр їдкий, 40 %-й	–	1443	1430	1416	1403	1389	1375	1360
Натр їдкий, 30 %-й	–	1340	1328	1316	1303	1289	1276	1261
Натр їдкий, 20 %-й	–	1230	1219	1208	1196	1183	1170	1155
Натр їдкий, 10 %-й	–	1117	1109	1100	1089	1077	1064	1049
Натрій хлористий 20%-вий	–	1157	1148	1189	1130	1120	1110	1100
Нітробензол	–	1223	1203	1183	1163	1143	1123	1103
Октан	734	718	702	686	669	653	635	617
Олеум, 20 %-й	–	1922	1896	1870	1844	1818	1792	1766
Пропіловий спирт	–	819	804	788	770	752	733	711
Сірчана кислота, 98 %-ва	–	1857	1837	1817	1798	1779	1761	1742
Сірчана кислота, 92 %-ва	1866	1845	1824	1803	1783	1765	1744	1723

Закінчення таблиці Д 1.5

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Сірчана кислота, 75 %-ва	1709	1689	1669	1650	1632	1614	1597	1580
Сірчана кислота, 60 %-ва	1532	1515	1498	1482	1466	1450	1434	1418
Сірковуглець	1323	1293	1263	1233	1200	1165	1125	1082
Соляна кислота	1173	1161	1149	1138	1126	1115	1103	1090
Толуол	902	884	866	847	828	808	958	766
Оцтова кислота, 100 %	–	1072	1048	1027	1004	981	994	922
Оцтова кислота, 50 %-ва	–	1074	1058	1042	1026	1010		978
Фенол (розплавлений)	–	–	1075	1058	1040	1022	1003	987
Хлорбензол	1150	1128	1107	1085	1065	1041	1021	995
Хлороформ	1563	1526	14891	1450	1411	1380	1326	1280
Чотирихлористий вуглець	1670	1633	594	1556	1517	1471	1434	1390
Етилацетат	947	924	901	876	851	825	797	768
Етиловий спирт 100%-вий	823	806	789	772	754	735	716	693
Етиловий спирт 80 %-й	–	857	843	828	813	797	783	768
Етиловий спирт 60 %-й	–	904	891	878	864	849	835	820
Етиловий спирт 40 %-й	–	947	935	923	910	897	885	872
Етиловий спирт 20 %-й	–	977	969	957	946	934	922	910

Таблиця Д 1.6 – Динамічні коефіцієнти в'язкості води [1]

Температура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с (сП)	Температура, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с (сП)
0	1,792	33	0,7523	67	0,4233
1	1,731	34	0,7371	68	0,4174
2	1,673	35	0,7225	69	0,4117
3	1,619	36	0,7085	70	0,4061
4	1,567	37	0,6947	71	0,4006
5	1,519	38	0,6814	72	0,3952
6	1,473	39	0,6685	73	0,3900
7	1,428	40	0,6560	74	0,3849
8	1,386	41	0,6439	75	0,3799
9	1,346	42	0,6321	76	0,3750
10	1,308	43	0,6207	77	0,3702
11	1,271	44	0,6097	78	0,3655
12	1,236	45	0,5988	79	0,3610
13	1,203	46	0,5883	80	0,3565
14	1,171	47	0,5782	81	0,3521
15	1,140	48	0,5683	82	0,3478
16	1,111	49	0,5588	83	0,3436
17	1,083	50	0,5494	84	0,3395
18	1,056	51	0,5404	85	0,3355
19	1,030	52	0,5315	86	0,3315
20	1,005	53	0,5229	87	0,3276
20,2	1,000	54	0,5146	88	0,3239
21	0,9810	55	0,5064	89	0,3202
22	0,9579	56	0,4985	90	0,3165
23	0,9358	57	0,4907	91	0,3130
24	0,9142	58	0,4832	92	0,3095
25	0,8937	59	0,4759	93	0,3060
26	0,737	60	0,4688	94	0,3027
27	0,8545	61	0,4618	95	0,2994
28	0,8360	62	0,4550	96	0,2962
29	0,8180	63	0,4483	97	0,2930
30	0,8007	64	0,4418	98	0,2899
31	0,7840	65	0,4355	99	0,2868
32	0,7679	66	0,4293	100	0,2838

Таблиця Д 1.7 Фізичні якості води (на лінії насичення) [1]

p , кгс/см ²	t , °C	ρ , кг/м ³	i , $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$	c , $\frac{\text{кДж}}{\text{кг} \cdot \text{К}}$	$\lambda \cdot 10^2$, $\frac{\text{Вт}}{\text{м} \cdot \text{К}}$	$\alpha \cdot 10^7$, м ² /с	$\mu \cdot 10^6$, Па·с	$\nu \cdot 10^6$, м ² /с	$\beta \cdot 10^6$, К ⁻¹	$\sigma \cdot 10^6$, кг/с ²	Pr
1	0	1000	0	4,23	55,1	1,31	1790	1,79	-0,63	756	13,7
1	10	1000	41,9	4,19	57,5	1,37	1310	1,31	+0,70	762	9,52
1	20	998	83,8	4,19	59,9	1,43	1000	1,01	1,82	727	7,02
1	30	996	126	4,18	61,8	1,49	804	0,81	3,21	712	5,42
1	40	992	168	4,18	63,4	1,53	657	0,66	3,87	697	4,31
1	50	988	210	4,18	64,8	1,57	549	0,556	4,49	677	3,54
1	60	983	251	4,18	65,9	1,61	470	0,478	5,11	662	2,98
1	70	978	293	4,19	66,8	1,63	406	0,415	5,70	643	2,55
1	80	972	335	4,19	67,5	1,66	355	0,365	6,32	626	2,21
1	90	965	377	4,19	68,0	1,68	315	0,326	6,95	607	1,95
1,03	100	958	419	4,23	68,3	1,69	282	0,295	7,5	589	1,75
1,46	110	951	461	4,23	68,5	1,69	256	0,268	8,0	569	1,58
2,02	120	943	503	4,23	68,6	1,72	231	0,244	8,6	549	1,43
2,75	130	935	545	4,27	68,6	1,72	212	0,226	9,2	529	1,32
3,68	140	926	587	4,27	68,5	1,72	196	0,212	9,7	507	1,23
4,85	150	917	629	4,32	68,4	1,72	185	0,202	10,3	487	1,17
6,30	160	907	671	4,36	68,3	1,72	174	0,191	10,8	466	1,10
8,08	170	897	713	4,40	67,9	1,72	163	0,181	11,5	444	1,05
10,23	180	887	755	4,44	67,5	1,72	153	0,173	12,2	424	1,01

Перерахунок в СИ: $1 \text{ кгс/см}^2 = 9,81 \cdot 10^4 \text{ Па}$

Таблиця Д 1.8 – Динамічні коефіцієнти в'язкості рідин і водних розчинів залежно від температури [1]

Речовина	Динамічний коефіцієнт в'язкості, мПа·с (сП)											
	–20 °C	–10 °C	0 °C	10 °C	20 °C	30 °C	40 °C	50 °C	60 °C	80 °C	100 °C	120 °C
Азотна кислота 100 %-ва	1,49	1,24	1,05	0,92	0,8	0,72	0,64	0,57	0,5	0,39	0,35	0,31
Азотна кислота 50 %-ва	–	4	3,05	2,4	1,88	1,55	1,28	1,07	0,9	0,68	0,53	0,44
Аміак рідкий	0,258	0,251	0,244	0,235	0,226	0,217	0,208	0,199	0,19	–	–	–
Аміачна вода 25 %-ва	–	–	–	1,72	1,3	1,05	0,855	0,71	0,6	0,42	0,32	0,23
Анілін	–	–	10,2	6,5	4,4	3,12	2,3	1,8	1,5	1,1	0,8	0,59
Ацетон	0,5	0,442	0,395	0,356	0,322	0,293	0,268	0,246	0,23	0,2	0,17	0,15
Бензол	–	–	0,91	0,76	0,65	0,56	0,492	0,436	0,39	0,316	0,261	0,229
Бутиловий спирт	10,3	7,4	5,19	3,87	2,95	2,28	1,78	1,41	1,14	0,76	0,54	0,38
Вода	–	–	1,79	1,31	1,0	0,801	0,656	0,549	0,469	0,357	0,284	0,232
Гексан	0,479	0,426	0,397	0,355	0,32	0,29	0,264	0,241	0,221	0,19	0,158	0,132
Гліцерин 50 %-ва	–	–	12	8,5	6,05	4,25	3,5	2,6	2	1,2	0,73	0,45
Диоксид сірки (рід.)	0,455	0,41	0,368	0,334	0,304	0,279	–	–	–	–	–	–
Дихлоретан	1,54	1,24	1,08	0,95	0,84	0,74	0,65	0,565	0,51	0,42	0,36	0,31
Діетиловий естер	0,364	0,328	0,296	0,268	0,243	0,22	0,199	0,182	0,166	0,14	0,118	0,1
Ізопропіловий спирт	10,1	6,8	4,6	3,26	2,39	1,76	1,33	1,03	0,8	0,52	0,38	0,29
Кальцій хлористий 25 %-й	10,6	7	4,47	3,36	2,74	2,25	1,85	1,55	–	–	–	–
Метиловий спирт 100 %-й	1,16	1,97	0,817	0,68	0,584	0,51	0,45	0,396	0,351	0,29	0,24	0,21
Метиловий спирт 40 %-й	–	–	3,65	2,54	1,84	1,37	–	–	–	–	–	–
Мурашина кислота	–	–	–	2,25	1,78	1,46	1,22	1,03	0,89	0,68	0,54	0,4
Натр їдкий 50 %-й	–	–	–	–	40	46	25	16	8,03	5,54	3,97	3,42
Натр їдкий 40 %-й	–	–	–	–	13	23	14	9,2	5,44	3,62	2,72	3,37
Натр їдкий 30 %-й	–	–	–	–	4,48	9	6,3	4,6	3,4	2,16	1,82	1,71
Натр їдкий 20 %-й	–	–	–	–	1,86	3,3	2,48	2	1,63	1,27	1,15	1,08
Натр їдкий 10 %-й	–	–	–	–	–	1,45	1,16	0,98	0,91	0,7	0,65	0,6

Таблиця Д 1.8 – Коефіцієнти теплопровідності деяких металів при температурах від 0 до 100 °С [1]

Матеріал	Щільність (для сипучих матеріалів насипна щільність), кг/м ³	Коефіцієнт теплопровідності, Вт/(м·К)
Азбест	600	0,151
Бетон	2300	1,28
Вініпласт	1380	0,163
Повсть шерстяний	300	0,047
Дерево (сосна):		
поперек волокон	600	0,140–0,174
уздовж волокон	600	0,384
Кладка зі звичайної цегли	1700	0,698–0,814
із вогнетривкої цегли	1840	0,05 *
із ізоляційної цегли	600	0,116–0,209
Фарба масляна	–	0,233
Лід	920	2,33
Лиття кам'яне	3000	0,698
Магnezія 85 % в порошку	216	0,070
Накип, водяний камінь	–	1,163–3,49
Ошурки деревинні	230	0,070–0,093
Пінопласт	30	0,047
Пісок сухий	1500	0,349–0,814
Пробковий дріб'язок	160	0,047
Іржа (окалина)	–	1,16
Совеліт	450	0,098
Скло	2500	0,698–0,814
Скляна вата	200	0,035–0,070
Текстоліт	1380	0,244
Торфопліти	220	0,064
Фаоліт	27001730	203,50,419
Шлакова вата	250	0,076
Емаль	2350	0,872–1,163
Метали:		
Алюміній		
Бронза	8000	64,0
Латунь	8500	93,0
Мідь	8800	384
Свинець	11400	34,9
Сталь	7850	46,5
Нержавіюча	7900	17,5
Чавун	7500	46,5–93,0

* при температурі 800–1100 °С

Таблиця Д 1.9 – Тиск насиченої водяної пари при температурі від –20 до 100 °С [1]

t , °С	P , мм рт. ст.	t , °С	P , мм рт. ст.	t , °С	P , мм рт. ст.	t , °С	P , мм рт. ст.	t , °С	P , мм рт. ст.
–20	0,772	5	6,54	30	31,82	55	118,0	80	355,1
19	0,850	6	7,01	31	33,70	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	39,90	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	1,780	14	11,99	39	52,44	64	179,3	89	506,1
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	61,50	67	205,0	92	567,0
7	2,532	18	15,48	43	64,80	68	214,2	93	588,6
6	2,761	19	16,48	44	68,26	69	223,7	94	610,9
5	3,008	20	17,54	45	71,88	70	233,7	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	79,60	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	4,579	25	23,76	50	92,51	75	289,1	100	760,0
+1	4,93	26	25,21	51	97,20	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	6,10	29	30,04	54	112,5	79	341,0		

Перерахунок в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,31 Па [10]

Таблиця Д 1.10 – Фізичні властивості водних розчинів хлористого кальцію при низьких температурах [1]

Вміст солі в розчині, % мас.	Щільність при 15 °С, кг/м ³	Температура замерзання, °С	Динамічний коефіцієнт в'язкості $\mu \cdot 10^4$, Па·с				Коефіцієнт теплопровідності λ , Вт/(м·К)			
			0 °С	–10 °С	–20 °С	–30 °С	0 °С	–10 °С	–20 °С	–30 °С
0,1	1000	0,0	17,76	–	–	–	0,5815	–	–	–
5,9	1050	– 3,0	19,82	–	–	–	0,5675	–	–	–
11,5	1100	– 7,1	22,96	–	–	–	0,5524	–	–	–
16,8	1150	– 12,7	27,66	43,65	–	–	0,5350	0,504	–	–
17,8	1160	– 14,2	28,74	45,13	–	–	0,5303	0,500	–	–
18,9	1170	– 15,7	29,92	46,70	–	–	0,5257	0,497	–	–
19,9	1180	– 17,4	31,20	48,46	–	–	0,5210	0,493	–	–
20,9	1190	– 19,2	32,77	50,72	–	–	0,5164	0,490	–	–
21,9	1200	– 21,2	34,43	53,27	86,13	–	0,5117	0,486	0,465	–
22,8	1210	– 23,3	36,20	56,11	90,15	–	0,5071	0,484	0,463	–
23,8	1220	– 25,7	38,16	59,25	94,76	–	0,5024	0,480	0,459	–
24,7	1230	– 28,3	40,22	62,69	99,96	–	0,4978	0,477	0,457	–
25,7	1240	– 31,2	42,58	66,81	105,7	148,1	0,4931	0,473	0,455	0,437
26,6	1250	– 34,6	45,22	70,83	111,7	158,9	0,4885	0,470	0,452	0,436
27,5	1260	– 38,6	48,07	75,24	118,5	171,7	0,4838	0,464	0,449	0,435
28,4	1270	– 43,6	51,21	80,25	126,9	188,4	0,4792	0,463	0,446	0,434
29,4	1280	– 50,1	54,94	86,33	137,9	212,9	0,4745	0,459	0,444	0,433
29,9	1286	– 55,0	56,90	90,45	143,9	225,6	0,4722	0,457	0,443	0,431
30,3	1290	– 50,6	58,86	93,29	149,6	238,4	0,4699	0,456	0,442	0,430
31,2	1300	– 41,6	63,37	100,6	161,9	265,9	0,4652	0,452	0,438	0,429
32,1	1310	– 33,9	68,28	108,7	176,3	307,1	0,4605	0,449	0,436	0,428
33,0	1320	– 27,1	73,87	117,3	191,9	–	0,4571	0,444	0,434	–
33,9	1330	– 21,2	80,15	127,2	210,0	–	0,4524	0,441	0,431	–
34,7	1340	– 15,6	86,52	138,1	–	–	0,4478	0,438	–	–
35,6	1350	– 10,2	93,20	151,9	–	–	0,4431	0,433	–	–
36,4	1360	– 5,1	100,9	–	–	–	0,4396	–	–	–
37,3	1370	0,0	109,2	–	–	–	0,4350	–	–	–

Таблиця Д 1.11 – Питома теплоємність водних розчинів хлористого натрію та хлористого кальцію, кДж/(кг·К) [1]

Щільність при 15 °С, кг/м ³	Хлористий натрій			Щільність при 15 °С, кг/м ³	Хлористий кальцій			
	0 °С	–10 °С	–20 °С		0 °С	–10 °С	–20 °С	–30 °С
1010	4,077	–	–	1100	3,503	–	–	–
1020	4,006	–	–	1110	3,444	–	–	–
1030	3,943	–	–	1120	3,385	–	–	–
1040	3,884	–	–	1130	3,331	3,306	–	–
1050	3,830	–	–	1140	3,276	3,251	–	–
1060	3,775	–	–	1150	3,226	3,201	–	–
1070	3,725	–	–	1160	3,176	3,155	–	–
1080	3,679	–	–	1170	3,130	3,109	–	–
1090	3,633	–	–	1180	3,088	3,063	–	–
1100	3,591	3,582	–	1190	3,046	3,021	–	–
1110	3,553	3,541	–	1200	3,004	2,979	2,954	–
1120	3,515	3,503	–	1210	2,967	2,941	2,916	–
1130	3,478	3,469	–	1220	2,933	2,908	2,883	–
1140	3,444	3,432	–	1230	2,899	2,874	2,849	–
1150	3,411	3,398	–	1240	2,870	2,845	2,819	2,795
1160	3,377	3,365	–	1250	2,841	2,816	2,791	2,765
1170	3,344	3,335	3,323	1260	2,812	2,786	2,761	2,736
1175	3,331	3,323	3,310	1270	2,782	2,757	2,732	2,707
1203	3,251	–	–	1280	2,757	2,732	2,707	2,682
–	–	–	–	1286	2,740	2,715	2,690	2,665
				1370	2,531	–	–	–

Таблиця Д 1.12 – Властивості насиченої водяної пари залежно від температури [1]

Температура, °С	Тиск (абсолютний), кгс/см ²	Питомий об'єм, м ³ /кг	Щільність, кг/м ³	Питома ентальпія		Питома теплота пароутворення r , кДж/кг
				рідини i' , кДж/кг	пари i'' , кДж/кг	
0	0,0062	206,5	0,00484	0	2493,1	2493,1
5	0,0089	147,1	0,00680	20,95	2502,7	2481,7
10	0,0125	106,4	0,00940	41,90	2512,3	2470,4
15	0,0174	77,9	0,01283	62,85	2522,4	2459,5
20	0,0238	57,8	0,01729	83,80	2532,0	2448,2
25	0,0323	43,40	0,02304	104,75	2541,7	2436,9
30	0,0433	32,93	0,03036	125,70	2551,3	2425,6
35	0,0573	25,25	0,03960	146,65	2561,0	2414,3
40	0,0752	19,55	0,05114	167,60	2570,6	2403,0
45	0,0977	15,28	0,06543	188,55	2579,8	2391,3
50	0,1258	12,054	0,0830	209,50	2589,5	2380,0
55	0,1605	9,589	0,1043	230,45	2598,7	2368,2
60	0,2031	7,687	0,1301	251,40	2608,3	2356,9
65	0,2550	6,209	0,1611	272,35	2617,5	2345,2
70	0,3177	5,052	0,1979	293,30	2626,3	2333,0
75	0,393	4,139	0,2416	314,3	2636	2321
80	0,483	3,414	0,2929	335,2	2644	2310
85	0,590	2,832	0,3531	356,2	2653	2297
90	0,715	2,365	0,4229	377,1	2662	2285
95	0,862	1,985	0,5039	398,1	2671	2273
100	1,033	1,675	0,5970	419,0	2679	2260
105	1,232	1,421	0,7036	440,4	2687	2248
110	1,461	1,212	0,8254	461,3	2696	2234
115	1,724	1,038	0,9635	482,7	2704	2221
120	2,025	0,893	1,1199	504,1	2711	2207
125	2,367	0,7715	1,296	525,4	2718	2194
130	2,755	0,6693	1,494	546,8	2726	2179
135	3,192	0,5831	1,715	568,2	2733	2165
140	3,685	0,5096	1,962	589,5	2740	2150
145	4,238	0,4469	2,238	611,3	2747	2125
150	4,855	0,3933	2,543	632,7	2753	2120
160	6,303	0,3075	3,252	654,1	2765	2089
170	8,080	0,2431	4,113	719,8	2776	2056

Перерахунок в СИ: 1 кгс/см² = 9,81 · 10⁴ Па

Таблиця Д 1.13 – Фізичні властивості деяких органічних рідин [1]

Рідина	Хімічна формула	Мольна маса, кг/кмоль	Щільність, кг/м ³	Тиск насиченої пари при 20 °С, мм рт. ст.	Температура	
					кипіння, °С	плавлення, °С
Ацетон	CH ₃ COCH ₃	58,08	810	186	56	– 94,3
Бензин	–	–	690–760	–	70–120	–
Бензол	C ₆ H ₆	78,11	900	75	80,2	+ 5,5
Дихлоретан	CH ₂ Cl–CH ₂ Cl	98,97	1250	65	83,7	–
Ізопропілацетат	CH ₃ COOC ₃ H ₇	130,18	870	6	142,5	–
Ксилоли (суміш)	C ₆ H ₄ (CH ₃) ₂	106,16	860	10	136–145	– 13... – 8
Метилацетат	CH ₃ COOCH ₃	74,08	930	170	57,5	–
Пропілацетат	CH ₃ COOC ₃ H ₇	102,13	890	25	101,6	–
Сірковуглець	CS ₂	76,13	1290	298	46,3	– 112
Скипидар	C ₁₀ H ₁₆	136,1	850–880	4	155–190	–
Спирт бутиловий	C ₄ H ₉ OH	74,12	810	4,7	117,7	– 90
Спирт ізоаміловий	C ₅ H ₁₁ OH	88,15	810	2,2	132	– 117
Спирт ізобутиловий	C ₄ H ₉ OH	74,12	800	8,8	108	– 108
Спирт ізопропіловий	C ₃ H ₇ OH	60,09	785	32,4	82,4	– 89
Спирт метиловий	CH ₃ OH	32,04	800	90,7	64,7	– 98
Спирт пропіловий	C ₃ H ₇ OH	60,09	800	14,5	97,2	– 126
Спирт етиловий	C ₂ H ₅ OH	46,07	790	44	78,3	– 114,5
Толуол	C ₆ H ₅ OH	92,13	870	22,3	110,8	– 95
Чотирихлористий вуглець	CCl ₄	153,84	1630	95,7	76,7	– 22,8
Хлороформ	CHCl ₃	119,38	1530	160	61,2	–
Етилацетат	CH ₃ COOC ₂ H ₅	88,10	900	73	77,15	– 83,6
Діетиловий естер	C ₂ H ₅ O C ₂ H ₅	74,12	710	442	34,5	– 116,3

Перерахунок в СИ: 1 мм рт. ст. = 133,3 Па [10]

Таблиця Д 1.14 – Питома теплота пароутворення речовин, кДж/кг [1]

Речовина	Температура кипіння, °C				
	0	20	60	100	140
Аміак	1265,4	1190,0	–	–	–
Анілін	–	–	–	–	435,8 (при 184 °C)
Ацетон	565,7	553,1	519,6	473,5	–
Бензол	448,3	435,8	408,5	379,2	346,1
Бутиловий спирт	703,9	687,2	653,6	611,7	561,5
Вода	2493,1	2446,9	2359,0	2258,4	2149,5
Діоксид вуглецю	235,1	155,4	–	–	–
Діетиловий естер	387,6	366,6	326,4	282,4	228,4
Ізопропіловий спирт	775,2	750,0	699,7	636,9	557,3
Метиловий спирт	1198,3	1173,2	1110,4	1013,9	892,6
Нітробензол	–	–	–	–	331,9 (при 211 °C)
Пропіловий спирт	812,9	791,9	745,8	683,0	595,0
Сірковуглець	374,6	367,0	344,4	316,4	282,4
Толуол	414,8	407,7	388,8	368,7	344,0
Оцтова кислота	–	–	–	406,4 (при 118 °C)	395,5
Хладон-12 (фреон-12)	155,0	144,9	132,4	–	–
Хлор	266,6	253,1	222,0	176,8	71,23
Хлорбензол	375,8	369,5	354,4	338,1	320,5
Хлороформ	271,5	263,1	247,6	231,3	–
Чотирихлористий вуглець	218,3	213,7	201,9	185,6	168,0
Етилацетат	427,4	411,5	385,9	355,7	317,2
Етиловий спирт	921,4	913,4	879,9	812,9	712,3

ДОДАТОК 2

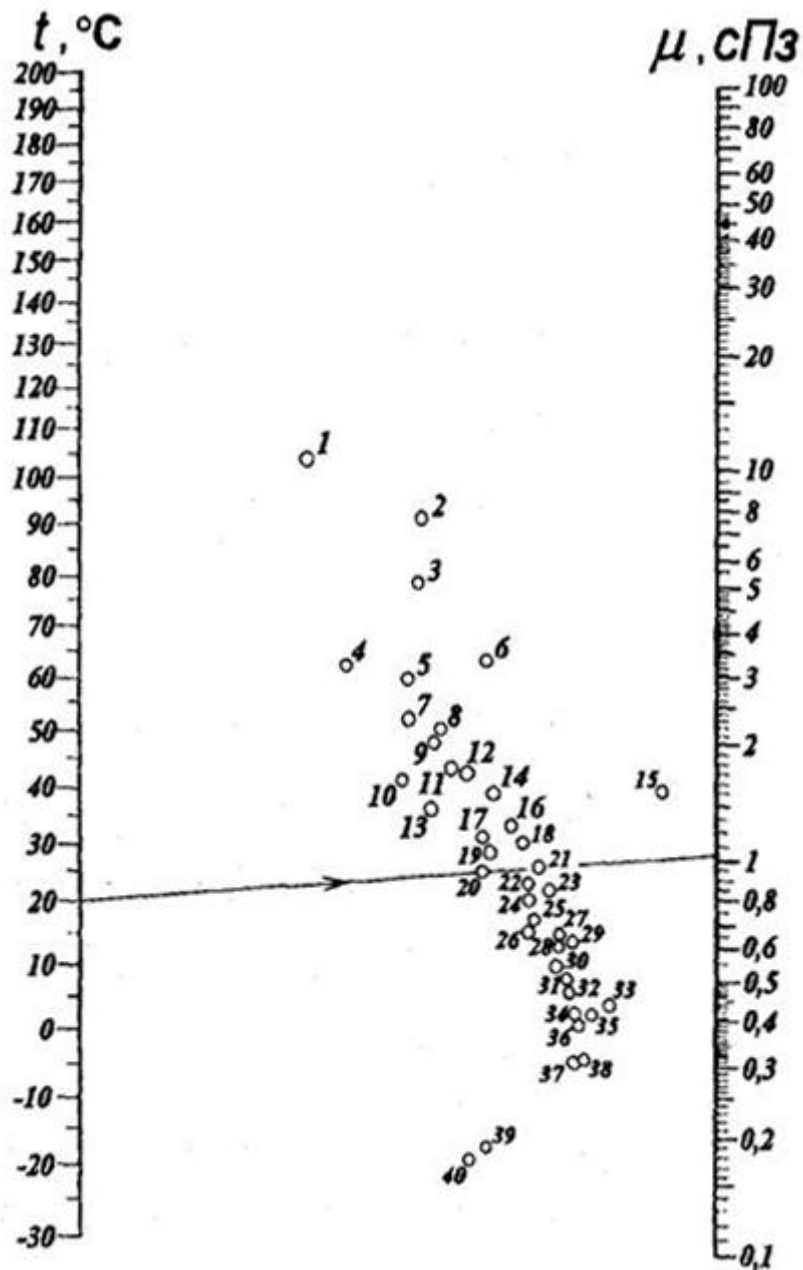


Рисунок Д 2.1 – Номограма. Динамічний коефіцієнт в'язкості рідин при різних температурах [4]

Таблиця Д 2.1 – Пояснення до номограми на рис. Д 2.1

Рідина	№ точки	Рідина	№ точки	Рідина	№ точки
Аміловий спирт	17	Метиловий спирт 100 %-й	26	Толуол	27
Аміак	39	Метиловий спирт 90 %-й	24	Оцтова кислота 100 %-ва	18
Анілін	8	Метиловий спирт 30 %-й	13	Оцтова кислота 70 %-ва	12
Ацетон	34	Нафталін	9	Фенол	5
Бензол	25	Нітробензол	14	Хлорбензол	22
Бутиловий спирт	11	Октан	28	Хлороформ	29
Вода	20	Пентан	38	Чотирихлористий вуглець	21
Гексан	36	Ртуть	15	Етилацетат	30
Гептан	31	Сірчана кислота 100 %-ва	2	Етиленгліколь	4
Гліцерин 100 %-й	1	Сірчана кислота 98 %-ва	3	Етиленхлорид	23
Гліцерин 50 %-й	7	Сірчана кислота 60 %-ва	6	Етиловий спирт 100 %-й	19
Двоокис вуглецю	40	Сірчаний ангідрид	35	Етиловий спирт 40 %-й	10
Діетиловий естер	37	Сірковуглець	33		
Метилацетат	32	Терпентин	16		

Перерахунок в СИ: $1 \text{ спз} = 1 \cdot 10^{-3} \text{ Н} \cdot \text{с} / \text{м}^2 = 1 \text{ мН} \cdot \text{с} / \text{м}^2$.

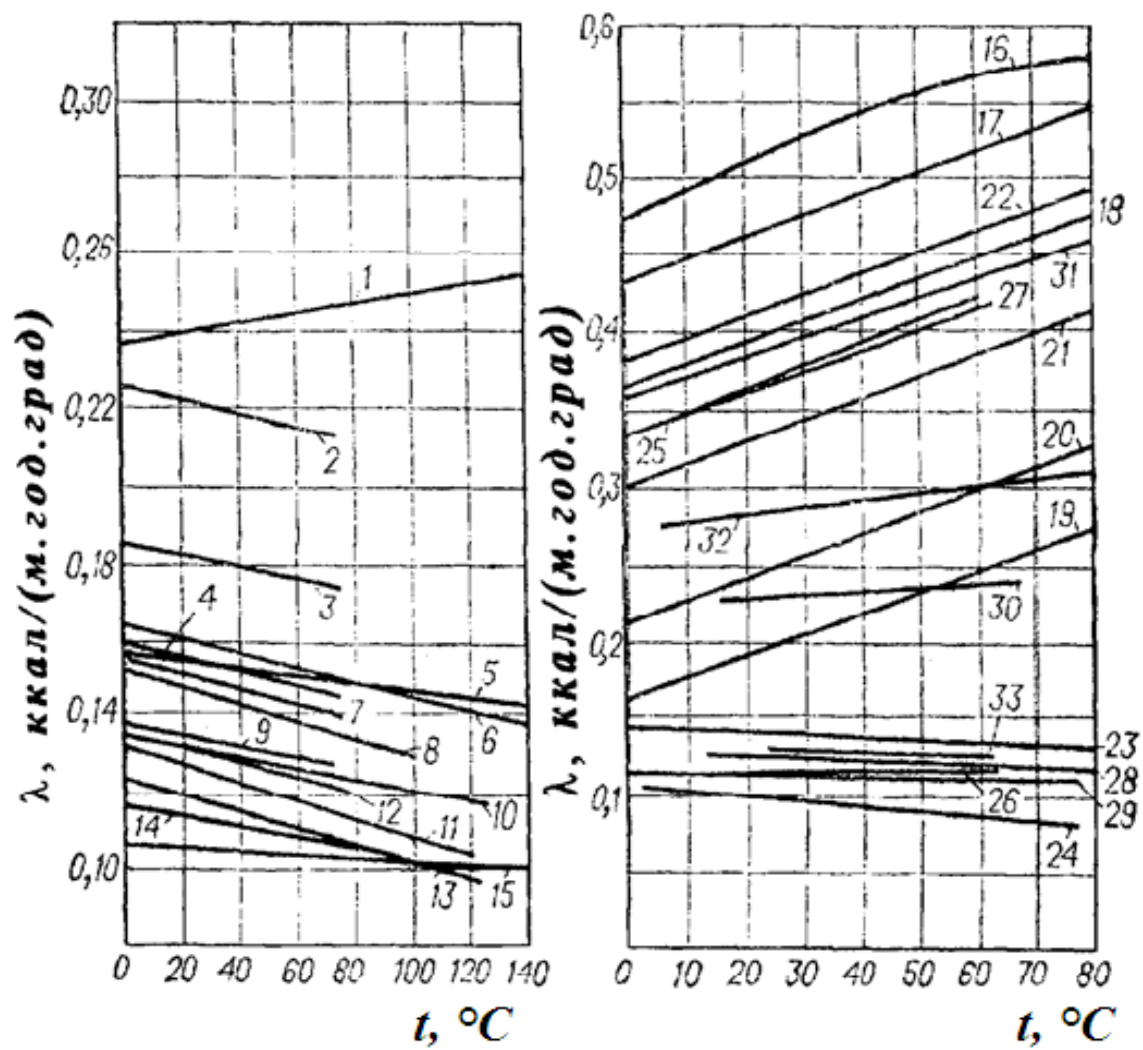


Рисунок Д 2.2 – Номограма. Коефіцієнт теплопровідності деяких рідин при різних температурах [4]

Таблиця Д 2.2 – Пояснення до номограми на рис. Д 2.2

Рідина	№ точки	Рідина	№ точки
Аміак 26 %-й	31	Мурашина кислота	2
Анілін	6	Нітробензол	10
Ацетон	8	Октан	33
Бензол	12	Сірчана кислота 98 %-ва	30
Бутиловий спирт	9	Сірковуглець	23
Вазелінове масло	15	Соляна кислота 30 %-ва	27
Вода	16	Толуол	13
Гексан	26	Оцтова кислота	7
Гліцерин 100 %-й	1	Хлористий кальцій 25 %-ва	17
Гліцерин 50 %-й	25	Хлористий натрій, 25 %-ва	18
Діетиловий естер	29	Чотирихлористий вуглець	24
Ізопропан	11	Етиловий спирт 20 %-й	22
Касторове масло	5	Етиловий спирт 100 %-й	4
Керосин	28	Етиловий спирт 80 %-й	19
Ксилол	14	Етиловий спирт 60 %-й	20
Метиловий спирт 100 %-й	3	Етиловий спирт 40 %-й	21
Метиловий спирт 40 %-й	32		

Перерахунок в СИ: $1 \text{ ккал}/(\text{м} \cdot \text{год} \cdot \text{град}) = 1,163 \text{ Вт}/(\text{м} \cdot \text{град})$.

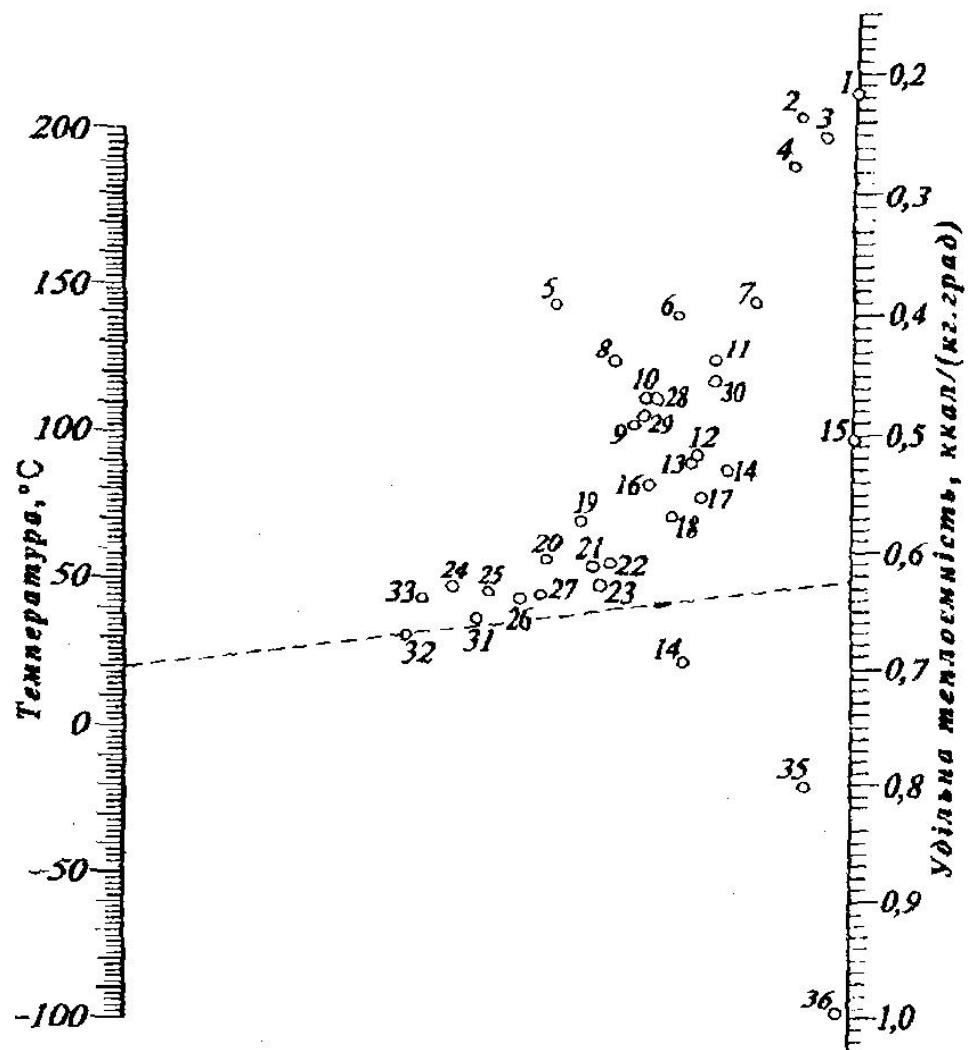


Рисунок Д 2.3 – Номограма Питома теплоємність деяких рідин при різних температурах [4]

Таблиця Д 2.3 – Пояснення до номограми на рис. Д 2.3

Рідина	№ точки	Рідина	№ точки
Амілацетат	12	Метилловий спирт	23
Анілін	14	Октан	15
Ацетон	18	Пропиловий спирт	25
Бензол	29	Сірчана кислота 100%-ва	7
Бромистий етил	1	Сірковуглець	4
Бутиловий спирт	24	Соляна кислота 30%-ва	26
Вода	36	Толуол (від -60 до 40 °C)	28
Гептан	19	Толуол (від 40 до 100 °C)	30
Гліцерин 100%-вий	21	Оцтова кислота 100%-ва	16
Дифеніл	8	Хлорбензол	6
Діетиловий ефір	17	Хлористий кальцій 25%-вий	34
Ізобутиловий спирт	33	Хлористий натрій 25%-вий	35
Ізопентан	20	Хлористий етил	11
Ізопропиловий спирт (від 0 до 50 °C)	32	Хлороформ	3
Ізопропиловий спирт (від -50 до 0 °C)	27	Чотири хлористий вуглець	2
Йодистий етил	5	Етилацетат	13
о- і м- Ксилол	9	Етиленгліколь	22
п-Ксилол	10	Етиловий спирт	31

Перерахунок в СИ: $1 \text{ ккал}/(\text{кг} \cdot \text{град}) = 4,19 \cdot 10^3 \text{ Дж}/(\text{кг} \cdot \text{град})$.

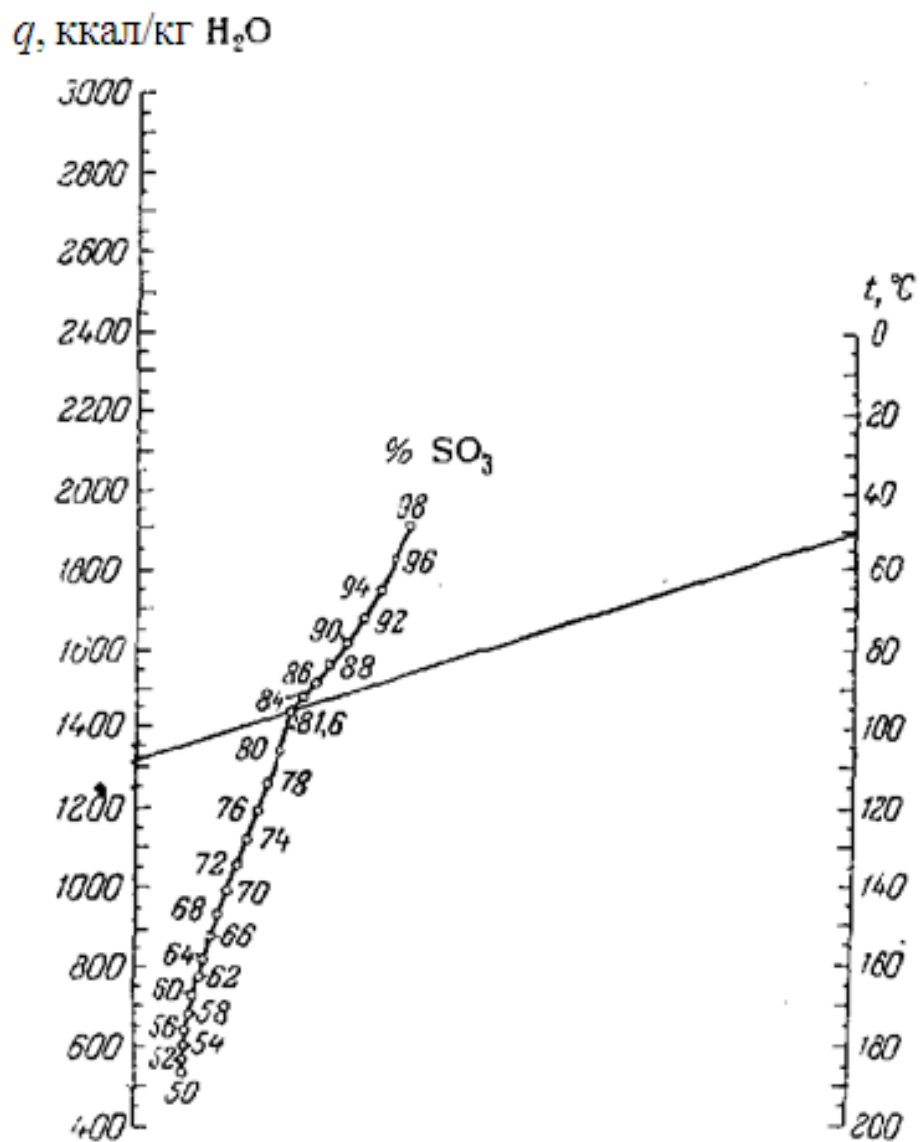


Рисунок Д 2.4 – Номограма. Визначення теплоти змішування сірчаного ангідриду з водою залежно від концентрації ангідриду [4]

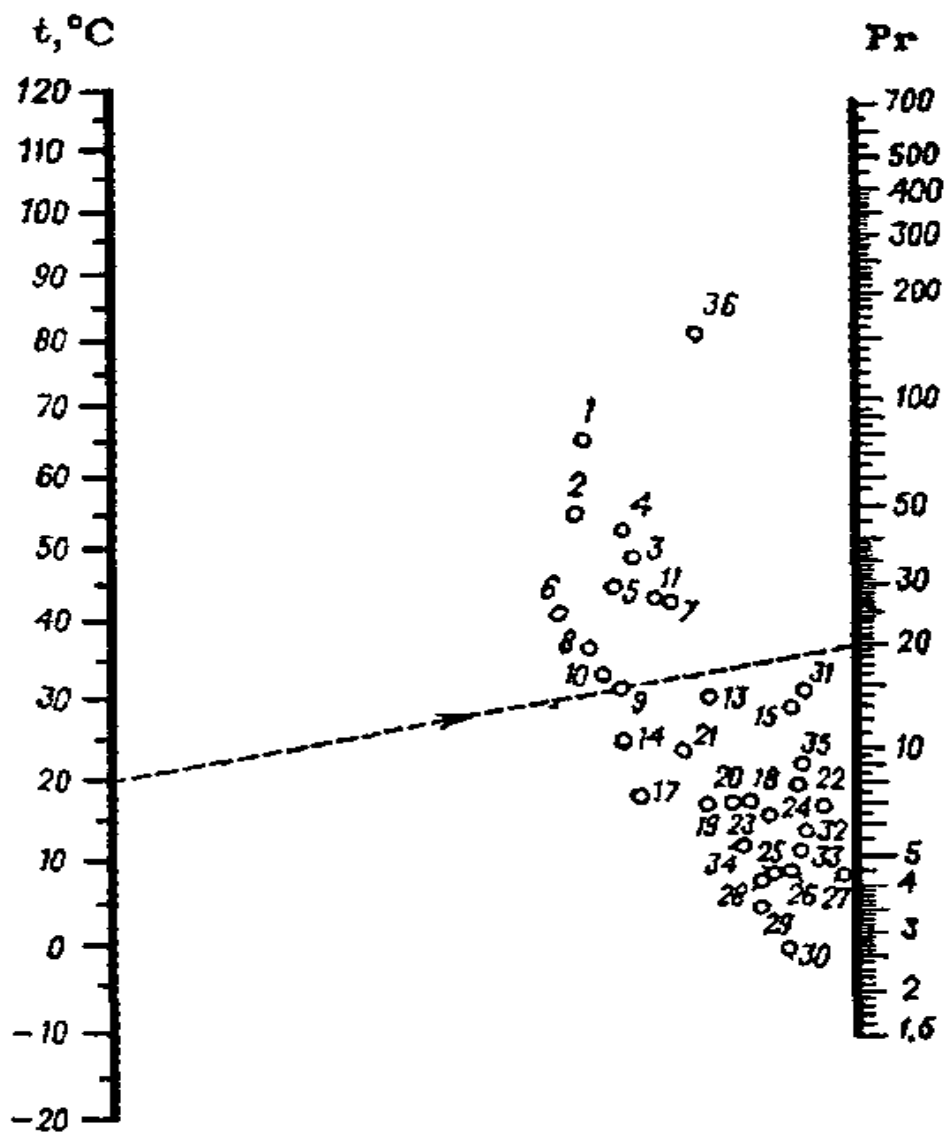
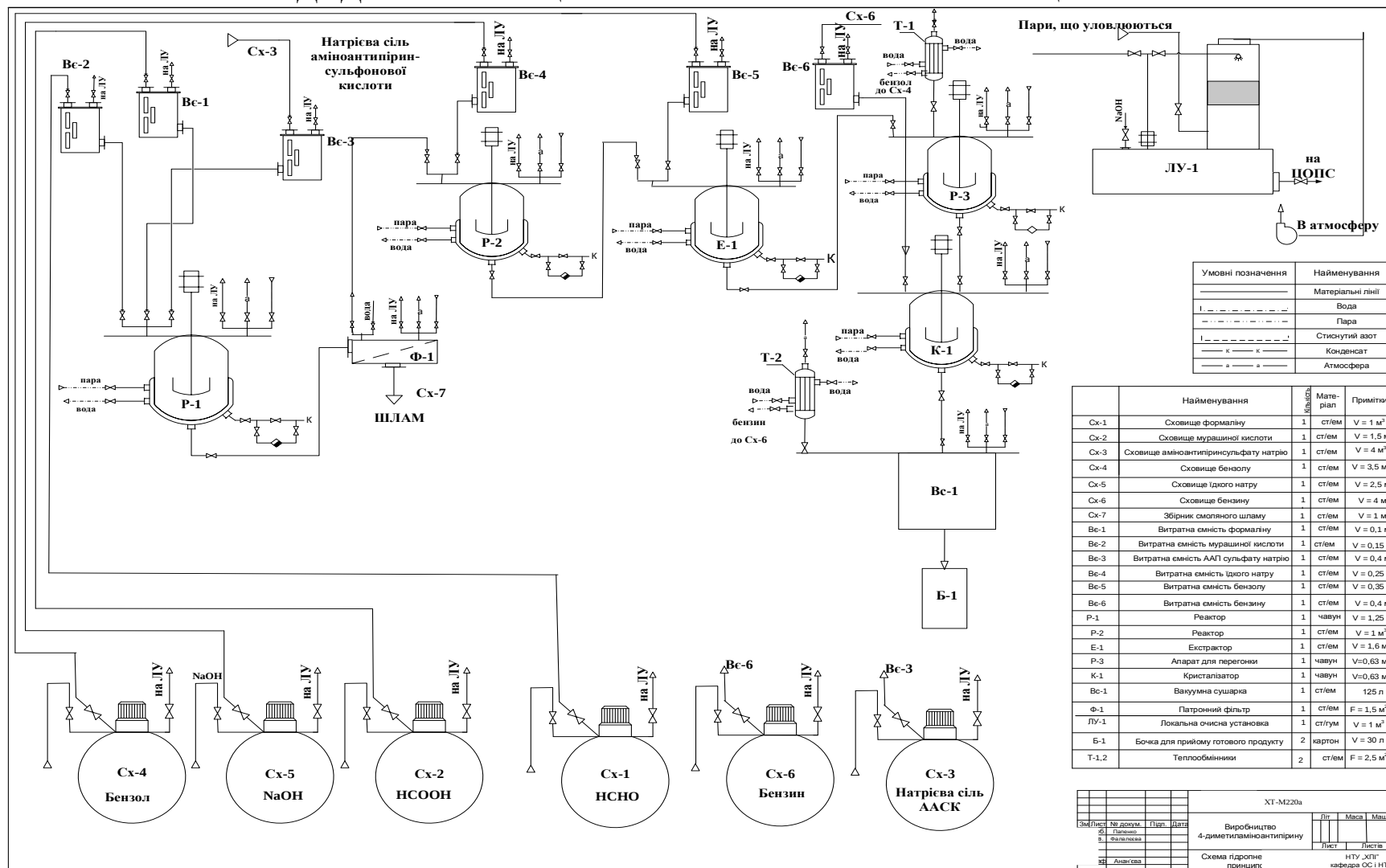


Рисунок Д 2.5 – Номограма. Значення критерію Pr для рідини [1]

Таблиця 2.4 – Пояснення до номограми на рис. Д 2.4

Рідина	№ точки	Рідина	№ точки
Амілацетат	31	Сірчана кислота 98 %-ва	2
Аміак 26 %-й	14	Сірчана кислота 60 %-ва	4
Анілін	5	Сірковуглець	30
Ацетон	25	Соляна кислота	21
Бензол	22	Толуол	23
Бромистий етил	29	Оцтова кислота 100 %-ва	15
<i>n</i> -Бутиловий спирт	11	Оцтова кислота 50 %-ва	9
Вода	17	Хлорбензол	35
Гептан	32	Хлористий кальцій 25 %-й	16
Ізоаміловий спирт	3	Хлористий натрій 25 %-й	12
Ізопропиловий спирт	7	Хлороформ	34
Йодистий етил	27	Чотирихлористий вуглець	18
Ксилол	19	Етилацетат	24
Метиловий спирт 100 %-й	20	Етиленгліколь	36
Метиловий спирт 40 %-й	10	Етиловий спирт 100 %-й	13
Октан	33	Етиловий спирт 50 %-й	8
<i>n</i> -Пентан	26	Етиловий естер	28
Сірчана кислота 110 %-ва	1		

ДОДАТОК 3 ПРИНЦИПОВА ТЕХНОЛОГІЧНА СХЕМА ВИРОБНИЦТВА



СПИСОК ЛІТЕРАТУРИ

1. Товажнянський Л.Л., Готлінська Г.П., Лещенко В.А., Нечипоренко І.О., Чернишов І.С. Процеси та апарати хімічної технології. : Підручник. / За заг. ред. Л.Л. Товажнянського. – Харків: НТУ «ХП», 2024. – 1016 с.
2. Процеси та апарати хімічних виробництв-1. Технічна гідравліка. Основи теплопередачі. Теплообмінне обладнання: Практикум з навчальної дисципліни [Електронний ресурс]: навч. допомога. для студентів, які навчаються за програмою підготовки бакалаврів зі спеціальності 161 – Хімічні технології та інженерія / КПІ ім. Ігоря Сікорського/Т.Б. Шилович, І.Л. Шилович – Київ: КПІ ім. Ігоря Сікорського, 2021. - 38 с.
3. Оніщук А.А., Кормош Ж.А. Процеси та апарати хімічних виробництв: Курс лекцій. – Луцьк: Волинський національний університет імені Лесі Українки», 2020. – 155 с.
4. Приклади та завдання за курсом «Процеси та апарати хімічної технології»: навч. посібник / Л.Л. Товажнянський, В.А. В. М. Соловей, Г. Л. Хавін, Г. С. Новікова, І. Б. Іванова, А. А. Гапонова; за ред. Л. Л. Товажнянського; Нац. техн. ун-т «Харків. політехн. ін-т». - Харків 2024. - 479 с.
5. Коцаренко В.А., Гапонова Є.А., Горбунов К.А. та ін Розрахунок та проектування випарних установок. - Х.: НТУ "ХП", 2024. - 135 с.
6. Загальна технологія харчової промисловості у прикладах та завданнях (інноваційні приклади): підручник: для студ. вищих навч. закладів / Л.Л. Товажнянський, С.І. Нац. техн. ун-т "Харківський політехнічний ін-т". – Київ: Центр навчальної літератури, 2016. – 468 с.
7. Compact Heat Exchangers for Energy Transfer Intensification. Low Grade Heat and Fouling Mitigation / J. J. Klemes, O. Arsenyeva, P. Kapustenko, L. Tovazhnyanskyu. — CRC Press, 2015. — 354 p.
8. Гуркаленко Ю. О. Матеріальні, технологічні і теплові розрахунки у дипломному проектуванні : навч.-метод. посіб. для студентів спеціальності 7.091601 «Хімічна технологія органічних речовин» усіх форм навчання / Ю. О. Гуркаленко, А. І. Слачинська, А. Г. Белобров. – Х. : НТУ «ХП», 2002. – 60 с.

9. Smith M.B. A Q&A Approach to Organic Chemistry. – 1st Ed., CRC Press – 2020. – 538 p.
10. Практикум з органічної хімії. Реакційна здатність органічних сполук / уклад. О.М. Швед, С.Л. Богза, Є.А. Бахалова, Н.С. Ситник. Вінниця: ДонНУ імені Василя Стуса, 2021. – 144 с.
11. Хімія і технологія органічних речовин (Електронний ресурс) : навч. посіб. / З.Г. Піх, В.В. Реутський, В.В. Івасів, О.С. Іващук; НУ «Львівська політехніка». – Львів, 2011. – Режим доступу : <http://vns.lp.edu.ua/moodle/course/view.php?id=9369>.
12. Anastas, P. T.; Warner, J. C. Green Chemistry: Theory and Practice, Oxford University Press: New York, 1998, p.30. By permission of Oxford University Press
13. Проектування та розрахунк технологічних процесів органічного синтезу. Навчальний посібник / С.Р. Мельник, Ю.Р. Мельник, З.Г. Піх; - Львів: Видавництво Львівської політехніки, 2006. – 448 с.
14. СТБУЗ-ХПІ-2.01.2007. Система стандартів з організації навчального процесу. Дипломні проекти та роботи. Загальні вимоги до виконання. № 317-I від 26.06.2007 р. Чинний від 01.01.2008 р.
15. СТБУЗ-ХПІ-3.01.2010. Система стандартів з організації навчального процесу. Текстові документи у сфері навчального процесу. Загальні вимоги до виконання. № 118-I від 24.02.2010 р. Чинний від 01.03.2010 р.

ЗМІСТ

Вступ	3
1. Матеріальний баланс виробництва	6
2. Технологічні розрахунки устаткування.....	21
2.1. Послідовність виконання технологічних розрахунків.....	22
3. Вибір і технологічний розрахунок фільтрів для розділення промислових суспензій	27
3.1. Особливості розділення промислових суспензій методом фільтрування	27
3.2. Вибір типу, розміру та режиму роботи фільтра	28
3.3. Приклади технологічних розрахунків фільтрів.....	32
4. Технологічний розрахунок центрифуг	40
5. Технологічний розрахунок допоміжних апаратів	43
5.1. Розрахунок необхідної кількості дозаторів рідини	43
5.2. Розрахунок необхідної кількості сховищ	44
6. Теплотехнічні розрахунки реакційних апаратів	45
6.1. Основні визначення і загальні відомості	45
6.2. Побудова графіка залежності температури ведення процесу від часу і визначення температурних зон.....	46
6.3. Складання рівнянь теплового балансу	48
6.4. Розрахунок кількості тепла, що утримується у вихідних компонентах і в кінцевих продуктах	53
6.5. Розрахунок теплового ефекту процесу.....	55
6.6. Розрахунок тепла, що витрачається на нагрівання реактора	65
6.7. Розрахунок тепла, що виділяється в навколишнє середовище ..	68
6.8. Розрахунок кількості тепла, що підводиться або відводиться, і поверхні теплообміну	70
6.9. Визначення коефіцієнтів тепловіддачі і теплопередачі	71
6.10. Визначення витрати теплоносіїв та холодоагентів	76
7. Основи проектування виробництва	78
7.1 Загальні принципи	78
7.2 Принципи «зеленої» хімії	79
7.3 Принципова технологічна схема.....	86
7.4 Компановка обладнання.....	87

Додаток 1	94
Додаток 2	128
Додаток 3	137
Список літератури.....	138

Навчальне видання

ФАЛАЛЄЄВА Тетяна Василівна
ЖИРНОВА Світлана Вікторівна
ПЕТРОВ Сергій Олександрович

МАТЕРІАЛЬНІ, ТЕХНОЛОГІЧНІ І ТЕПЛОВІ РОЗРАХУНКИ
В КУРСОВОМУ ТА ДИПЛОМНОМУ ПРОЕКТУВАННІ

Навчально-методичний посібник
за спеціальністю 161 Хімічні технології та інженерія
галузі знань 16 Хімічна інженерія та біоінженерія

денної та заочної форм навчання

Авторська редакція